

	الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية	
	People's Democratic Republic of Algeria	
	وزارة التعليم العالي والبحث العلمي	
	Ministry of Higher Education and Scientific Research	
	جامعة عبد الحميد بن باديس – مستغانم	
	Abdel Hamid Ibn Badis University – Mostaganem	
	كلية العلوم والتكنولوجيا	
	Faculty of Sciences and Technology	
قسم هندسة الطرائق		
	Department of Process Engineering	

N° d'ordre : M2../MHT/2025

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : Génie des Procédés**

**Option : Génie Chimique**

**Thème**

**Dimensionnement et Simulation de la colonne de fractionnement  
du GPL au niveau du complexe GP1/Z**

**Réalisé par :**

**Mr OULD-SI-BOUZIANE Marouane Zine Tadj**

**Mr BOUOUDA Rachid**

**Soutenu le 29/06/2024 devant le jury composé de :**

**Président : Mr BESTANI Benaouda**                      Pr                      Université de Mostaganem

**Examinatrice : Ms MENAD Karima**                      MCA                      Université de Mostaganem

**Encadrant : Mr SMAIL Bentaiba**                      MCB                      Université de Mostaganem

**Année Universitaire : 2024 / 2025**

# **Dédicace :**

**Au nom d'Allah, le Tout-Puissant, le Tout-Miséricordieux,**

Avant toute chose, louange à Allah, le Tout-Puissant, qui m'a comblé de force, de sagesse et de persévérance pour mener à bien ce travail.

**À mes parents bien-aimés,**

Pour leurs sacrifices infinis, leurs prières silencieuses et leur confiance indéfectible.

Vous avez toujours cru en moi, même quand les obstacles paraissaient insurmontables.

Cette réussite est avant tout la vôtre.

**À ma famille et mes proches,**

Pour leur présence réconfortante, leurs encouragements constants et leur soutien moral, qui m'ont porté dans chaque moment de doute ou de fatigue.

**À mes professeurs et encadrants,**

Pour la qualité de leur enseignement, leur accompagnement exigeant et leur passion transmissible. Vos conseils avisés ont enrichi ma démarche scientifique et affiné ma réflexion.

**À mes amis et collègues,**

Pour les échanges stimulants, les partages d'idées et l'émulation constructive. Vos remarques et votre camaraderie ont contribué à faire de ce mémoire un travail complet et rigoureux.

**À tous ceux qui, de près ou de loin, ont croisé mon chemin,**

Je dédie ce mémoire en signe de profonde reconnaissance.

**OULD-SI-BOUZIANE Marouane Zine Tadj**

# Dédicace :

**Au nom d'Allah, le Tout-Puissant, le Tout-Miséricordieux,**

Avant toute chose, louange à Allah, le Tout-Puissant, qui m'a comblé de force, de sagesse et de persévérance pour mener à bien ce travail.

**À mes parents bien-aimés,**

Pour leurs sacrifices infinis, leurs prières silencieuses et leur confiance indéfectible.

Vous avez toujours cru en moi, même quand les obstacles paraissaient insurmontables.

Cette réussite est avant tout la vôtre.

**À ma famille et mes proches,**

Pour leur présence réconfortante, leurs encouragements constants et leur soutien moral, qui m'ont porté dans chaque moment de doute ou de fatigue.

**À mes professeurs et encadrants,**

Pour la qualité de leur enseignement, leur accompagnement exigeant et leur passion transmissible. Vos conseils avisés ont enrichi ma démarche scientifique et affiné ma réflexion.

**À mes amis et collègues,**

Pour les échanges stimulants, les partages d'idées et l'émulation constructive. Vos remarques et votre camaraderie ont contribué à faire de ce mémoire un travail complet et rigoureux.

**À tous ceux qui, de près ou de loin, ont croisé mon chemin,**

Je dédie ce mémoire en signe de profonde reconnaissance.

**BOUAOUDA Rachid**

## Remerciement :

Tout d'abord, nous exprimons notre profonde gratitude envers **Dieu Tout-Puissant** pour nous avoir accordé la patience, la persévérance et la force nécessaires à l'aboutissement de ce travail.

Nous tenons à adresser nos sincères remerciements à Monsieur **SMAIL Bentaiba**, notre encadrant, pour son encadrement de qualité, ses précieux conseils et sa disponibilité tout au long de la réalisation de ce mémoire.

Nos vifs remerciements vont également aux membres du jury, Monsieur **BESTANI Benaouda** et Madame **MENAD Karima**, qui nous font l'honneur de juger et d'évaluer notre travail.

Nous exprimons également notre profonde reconnaissance à l'ensemble du personnel du complexe GP1/Z, notamment les ingénieurs et les opérateurs, pour leur accueil chaleureux, leur assistance technique et les précieuses informations qu'ils nous ont généreusement fournies lors de notre stage.

Enfin, nous adressons nos plus vifs remerciements à nos familles, nos amis et nos collègues, pour leur soutien constant et leur précieuse aide tout au long de nos études.

## Résumé

Ce mémoire présente une étude détaillée sur le dimensionnement, le calcul énergétique et la simulation d'une colonne de fractionnement utilisée dans la séparation du GPL (gaz de pétrole liquéfié) au sein du complexe GP1/Z de Sonatrach. Le travail s'articule en trois volets : la présentation du complexe et des généralités sur le GPL, les calculs techniques de dimensionnement de la colonne de distillation, et une simulation du procédé sous Aspen HYSYS. Cette étude vise à optimiser le fonctionnement de la colonne pour garantir une séparation efficace du propane et du butane tout en minimisant la consommation énergétique.

**Mots clés :** Colonne de distillation, fractionnement du GPL, propane, butane, reflux, nombre de plateaux, efficacité de séparation, dimensionnement, calcul énergétique, Aspen HYSYS.

## Abstract

This thesis presents a detailed study on the sizing, energy calculation, and simulation of a distillation column used for LPG (Liquefied Petroleum Gas) separation at the GP1/Z complex of Sonatrach. The work is structured into three parts : an overview of the complex and LPG fundamentals, technical design calculations of the distillation column, and a process simulation using Aspen HYSYS. The objective is to optimize the column's performance for efficient propane and butane separation while minimizing energy consumption.

**Keywords :** Distillation column, LPG fractionation, propane, butane, reflux, number of stages, separation efficiency, sizing, energy calculation, Aspen HYSYS.

## ملخص

يعرض هذا البحث دراسة مفصلة حول تحديد الأبعاد، حساب الطاقة ومحاكاة عمود التقطير المستخدم في فصل غاز البترول المسال (GPL) داخل مجمع GP1/Z التابع لشركة سوناطراك. ينقسم العمل إلى ثلاثة أجزاء: تقديم للمجمع ومفاهيم عامة عن GPL، حسابات تصميم العمود، ومحاكاة العملية باستخدام برنامج Aspen HYSYS. يهدف هذا العمل إلى تحسين أداء العمود لتحقيق فصل فعال للبروبان والبيوتان مع تقليل استهلاك الطاقة.

**الكلمات المفتاحية:** عمود التقطير، فصل الغاز البترولي المسال، البروبان، البيوتان، الراجع (الرفلكس)، عدد الصواني، كفاءة الفصل، تحديد الأبعاد، الحساب الطاقي، أسبن هاييسيس.

# Table de matière

<b>INTRODUCTION GÉNÉRALE .....</b>	<b>2</b>
<b>CHAPITRE I : PRÉSENTATION DU COMPLEXE ET GÉNÉRALITÉS SUR LES GPL .....</b>	<b>3</b>
<b>I.1 Présentation du complexe : .....</b>	<b>4</b>
I.1.1 Fiche technique du complexe.....	4
I.1.2 Capacité de production et Capacité totale de stockage .....	4
I.1.3 Principales installations du complexe .....	5
I.1.4 Section de Démercurisation .....	5
<b>I.2 Description du procédé :.....</b>	<b>6</b>
I.2.1 Section de stockage de GPL.....	6
I.2.2 Section déshydratation .....	6
I.2.3 Section séparation .....	7
I.2.3.1 Fractionnateur (Splitter).....	8
I.2.4 Section réfrigération.....	12
I.2.5 Section huile chaude.....	13
I.2.6 Stockage à basse température.....	14
I.2.7 Stockage à température ambiante.....	15
I.2.8 Section chargement camions .....	15
I.2.9 Section chargement navires.....	15
I.2.10 Section torche HP et BP : .....	16
I.2.11 Section de transfert : .....	16
<b>I.3 Généralités sur le Gaz de Pétrole Liquéfié : .....</b>	<b>17</b>
I.3.1 Définition .....	17
I.3.2 Historique .....	17
I.3.3 Sources du GPL.....	17
I.3.4 Procédé d'obtention du GPL .....	18
I.3.5 Propriétés du GPL .....	18
I.3.6 Domaines d'utilisation du GPL.....	18
I.3.7 Spécifications du propane et du butane commercial .....	19

## **CHAPITRE II : DIMENSIONNEMENT ET CALCUL ÉNERGÉTIQUE DU FRACTIONNATEUR ..... 20**

### **II.1 Introduction ..... 21**

### **II.2 Dimensionnement du fractionnateur ..... 21**

II.2.1 Données de départ ..... 21

II.2.2 Calcul des débits du distillat et du résidu ..... 22

II.2.3 Calcul des pressions de la colonne ..... 25

II.2.4 Calcul du taux de reflux ..... 25

II.2.4.1 Calcul du taux de reflux minimal ..... 26

II.2.4.2 Calcul du nombre de plateaux théoriques minimal à reflux total ..... 30

II.2.4.3 Calcul du Nombre de plateaux théoriques ..... 31

II.2.5 Calcul du diamètre et de la hauteur de la colonne ..... 31

II.2.5.1 Calcul du diamètre de la colonne : ..... 31

II.2.5.2 Calcul de la hauteur de la colonne : ..... 34

### **II.3 Calcul énergétique ..... 35**

II.3.1 Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides ..... 36

II.3.1.1 Enthalpie de la charge d'alimentation ..... 36

II.3.1.2 Enthalpie de la vapeur sortante du 1<sup>er</sup> plateau ..... 37

II.3.1.3 Enthalpie du distillat ..... 37

II.3.1.4 Enthalpie du résidu ..... 38

II.3.2 Calcul des charges thermiques ..... 39

II.3.2.1 Charge thermique de l'alimentation  $Q_F$  ..... 39

II.3.2.2 Charge thermique de vapeur  $Q_V$  ..... 39

II.3.2.3 Charge thermique de reflux  $Q_{Lr}$  ..... 39

II.3.2.4 Charge thermique du distillat  $Q_D$  ..... 39

II.3.2.5 Charge thermique du résidu  $Q_R$  ..... 40

II.3.2.6 Charge thermique d'aérocondenseurs  $Q_C$  ..... 40

II.3.2.7 Energie fournie par le rebouilleur  $Q_{Reb}$  ..... 41

## **CHAPITRE III : PARTIE SIMULATION ..... 42**

### **III.1 Introduction ..... 43**

III.1.1 Logiciels de simulation des procédés ..... 43

III.1.2 Présentation du logiciel « Aspen HYSYS » ..... 44

III.1.3 Intérêt de la simulation par HYSYS ..... 44

### **III.2 Calcul de la colonne de fractionnement en utilisant Aspen HYSYS ..... 45**

III.2.1 Méthode suivie ..... 46

III.2.2 Choix du Modèle Thermodynamique ..... 46

<b>III.3 Critères de base de l'étude .....</b>	<b>47</b>
III.3.1 Charge d'alimentation .....	47
III.3.2 Caractéristiques des produits finis.....	48
III.3.3 Caractéristiques des équipements.....	49
<b>III.4 Calcul de la colonne par HYSYS .....</b>	<b>50</b>
III.4.1 Données opératoires .....	50
III.4.2 Etapes de simulation.....	51
III.4.3 Résultats de la simulation.....	54
III.4.3.1 Résultats du Distillat et du Résidu .....	54
III.4.3.2 Profil de la Pression .....	55
III.4.3.3 Profil de la Température.....	56
III.4.3.4 Profil des Débits.....	57
III.4.3.5 Profil de l'engorgement.....	58
<b>CONCLUSION.....</b>	<b>59</b>
<b>ANNEXE A .....</b>	<b>61</b>
<b>ANNEXE B .....</b>	<b>65</b>
<b>BIBLIOGRAPHIE .....</b>	<b>69</b>

# Liste de Figures

<b>Figure I. 1:</b> Schéma de la Section Déshydratation .....	7
<b>Figure I. 2:</b> Schéma de la Section Séparation.....	8
<b>Figure I. 3:</b> Schéma représentatif d'une colonne de distillation .....	9
<b>Figure I. 4:</b> Schéma du Fractionnateur .....	12
<b>Figure I. 5:</b> Schéma de la Section Réfrigération .....	13
<b>Figure I. 6:</b> Schéma de la Section Huile Chaude.....	14
<b>Figure I. 7:</b> Bac de Stockage .....	14
<b>Figure I. 8:</b> Sphère de Stockage.....	15
<b>Figure I. 9:</b> Section Chargement Camions .....	15
<b>Figure I. 10:</b> Section Chargement Navires .....	15
<b>Figure I. 11:</b> Torch .....	16
<b>Figure I. 12:</b> Schéma du Procédé .....	16
<b>Figure II. 1:</b> Schéma d'une colonne de distillation à plateaux perforés .....	23
<b>Figure II. 2:</b> Schéma de tête d'une colonne de fractionnement .....	33
<b>Figure II. 3:</b> Bilan thermique de la colonne .....	35
<b>Figure II. 4:</b> Bilan thermique d'aérocondenseurs .....	40
<b>Figure III. 1:</b> Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement .....	45
<b>Figure III. 2:</b> Evolution de la pression le long de la colonne.....	55
<b>Figure III. 3:</b> Evolution de la température le long de la colonne .....	56
<b>Figure III. 4:</b> Evolution du débit de liquide et de vapeur le long de la colonne .....	57
<b>Figure III. 5:</b> Evolution de l'engorgement le long de la colonne .....	58

# Liste des Tableaux

<b>Tableau I. 1:</b> Les caractéristique du Propane et du Butane commercial du GP1/Z.....	19
<b>Tableau II. 1:</b> Composition de l'alimentation.....	21
<b>Tableau II. 2:</b> Composition et débits de la charge.....	22
<b>Tableau II. 3:</b> Compositions du distillat et du résidu.....	23
<b>Tableau II. 4:</b> Composition et débits du Distillat et du Résidu.....	24
<b>Tableau II. 5:</b> Coefficients d'équilibre de l'alimentation.....	27
<b>Tableau II. 6:</b> Coefficients d'équilibre au fond de la colonne.....	27
<b>Tableau II. 7:</b> Coefficients d'équilibre en tête de la colonne.....	28
<b>Tableau II. 8:</b> Volatilités relatives des différentes zones.....	28
<b>Tableau II. 9:</b> Fraction vaporisée de la charge.....	29
<b>Tableau II. 10:</b> Taux de reflux minimal.....	29
<b>Tableau II. 11:</b> Enthalpie moyenne de l'alimentation.....	36
<b>Tableau II. 12:</b> Enthalpie moyenne de la vapeur.....	37
<b>Tableau II. 13:</b> Enthalpie moyenne du distillat.....	38
<b>Tableau II. 14:</b> Enthalpie moyenne du résidu.....	38
<b>Tableau III. 1:</b> Composition molaires des charges d'alimentation.....	47
<b>Tableau III. 2:</b> Normes NGPA.....	48
<b>Tableau III. 3:</b> Normes GP1Z.....	48
<b>Tableau III. 4:</b> Caractéristiques des équipements d'échange thermique.....	49
<b>Tableau III. 5:</b> Caractéristiques des pompes.....	49
<b>Tableau III. 6:</b> Données opératoires design.....	50
<b>Tableau III. 7:</b> Caractéristiques du fractionnateur.....	50

# Liste des Abréviations

<b>SONATRACH</b>	Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation et la Commercialisation des Hydrocarbures.
<b>GPI/Z</b>	Complexe de séparation du gaz pétrolier liquéfié.
<b>GPL</b>	Gaz de Pétrole Liquéfié.
<b>GN</b>	Gaz Naturel.
<b>RTO</b>	Région Transport Ouest.
<b>PPM</b>	Partie Par Million.
<b>E-X027</b>	Aéro-réfrigérant.
<b>E-N002</b>	Préchauffeur N°1.
<b>E-N003</b>	Préchauffeur N°2.
<b>E-N004</b>	Préchauffeur N°3.
<b>E-N005</b>	Condenseur de tête du fractionnateur.
<b>E-N013</b>	Rebouilleur de fond du fractionnateur.
<b>P-0011</b>	Pompe d'alimentation.
<b>P-N002</b>	Pompe de reflux du fractionnateur.
<b>BP</b>	Basse Pression.
<b>MP</b>	Moyenne Pression.
<b>HP</b>	Haute Pression.
<b>D1</b>	Jetée pour les petits navires.
<b>M6</b>	Jetée pour les grands navires.
<b>BOG</b>	Boil-Off-Gas.
<b>NGPA</b>	Natural Gas Processing Association.
<b>PR</b>	Peng-Robinson.
<b>SNK</b>	Soave-Redlich-Kwong.
<b>NRTL</b>	Non-Random Two-Liquid.
<b>UNIFAC</b>	UNIQuac Functional-group Activity Coefficients

# **INTRODUCTION GÉNÉRALE**

## INTRODUCTION GÉNÉRALE

La Sonatrach est une société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures, est une entreprise pétrolière et gazière algérienne. Créée le 31 décembre 1963. C'est un acteur majeur de l'industrie pétrolière surnommé la major africaine. Sonatrach est classée la première entreprise d'Afrique et la 3ème au monde.

Le stage pratique que j'ai suivi a été déroulé au niveau du complexe GP1/Z au département production qui nous a permis d'acquérir des connaissances expérimentales très importantes et de compléter nos connaissances théoriques, pour objectif principal de dimensionnement, calcul énergétique et simulation d'une colonne de fractionnement, outil essentiel à la séparation efficace des composants du GPL.

Ce travail est structuré en trois chapitres, le premier chapitre abordera une présentation détaillée du complexe GP1/Z et une généralité sur les gaz de pétrole liquéfiés. Le deuxième chapitre sera consacré au dimensionnement et calcul énergétique du fractionnateur, tandis que le troisième et dernier chapitre sera dédié à la simulation de la colonne de fractionnement et présentera les résultats de la simulation sous le logiciel Aspen HYSYS.

**CHAPITRE I :**  
**PRÉSENTATION DU**  
**COMPLEXE ET**  
**GÉNÉRALITÉS SUR LES**  
**GPL**

# CHAPITRE I :

## PRÉSENTATION DU COMPLEXE ET GÉNÉRALITÉS SUR LES GPL

### I.1 Présentation du complexe :

#### I.1.1 Fiche technique du complexe

- **Nom du complexe** : GP1/Z (JUMBO).
- **Localisation** : Mers EL Hadjadj (ARZEW).
- **Superficié** : 120 hectares.
- **Objet** : Séparation et Liquéfaction du GPL par Distillation sous pression.
- **Produits Fini** : BUTANE, PROPANE.
- **N° des trains** : 09 Trains.
- **Constructeur** : consortium Japonais IHI (Ishikawajima Arima Heavy Industries) - ITOCHU.
- **12/12/1983** : Mise en production de la phase 1.
- **24/02/1983** : Mise en production de la phase 2.
- **12/02/2010** : Mise en production de la phase 3.

#### I.1.2 Capacité de production et Capacité totale de stockage

- **Capacité de production** : 9 Millions de tonnes par an.
- **Capacité totale de stockage** :
  - Stockage de la charge : 22000 m<sup>3</sup> (22 Sphères).
  - Stockage des produits Réfrigérés : 560000 m<sup>3</sup> (8 Bacs).
  - Stockage des produits ambiants : 2000 m<sup>3</sup>.

### I.1.3 Principales installations du complexe

- 22 sphères de stockage de la charge d'alimentation.
- 9 Trains de traitement du GPL (capacité contractuelle de 1 million de tonne par an).
- 4 Unités de liquéfaction des BOILOFF (2 pour le BUTANE et 2 pour le PROPANE).
- 8 Bacs de stockage (4 pour le PROPANE à basse température et 4 pour le BUTANE à basse température (capacité de chaque bac est 70000 m<sup>3</sup>)).
- 4 Sphères de stockage de produits ambiants (PROPANE, BUTANE).
- 1 Sphère de stockage de la GAZOLINE (capacité de 500 m<sup>3</sup>).
- 4 Salles de contrôle + 2 Salles de supervision.
- 2 Stations électriques alimentées par SONELGAZ.
- 6 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe (2 pour chaque phase).
- 2 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité de chargement variant entre 4000 m<sup>3</sup>/h et 10000 m<sup>3</sup>/h (D1, M6).
- 1 Rampe de chargement par camions (6 camions).
- 1 Station pompière d'eau de mer.
- 1 Système de télésurveillance.
- 2 Unités de traitement des eaux usées.<sup>1</sup>

➤ **Destination de la production :** les produits finis sont destinés à l'exportation et au marché national.

➤ **Source d'approvisionnement :** champs Gaziers et Pétrolier du Sud.

### I.1.4 Section de Démercurisation

Le GPL est livré par RTO à notre complexe à l'aide de pipe-line en passant par la section démercurisation ensuite acheminé vers les sphères de charge sous les conditions de pression (50 kg/cm<sup>2</sup>) et température ambiante.

Cette section se compose de deux filtres GPL, deux coalesceurs et six démercuriseuses. Les filtres GPL, les coaliseurs et les démercuriseuses sont installés afin d'enlever les particules solides, l'eau libre et le mercure contenus dans la charge d'alimentation GPL avant les sphères de stockage de la charge.

## **I.2 Description du procédé :**

Le complexe GP1/Z dispose de neuf trains de production dans la zone de procédé, ainsi que d'équipements mutualisés pour la charge, le stockage et la re-liquéfaction des vapeurs en dehors du site. Chacun des neuf trains a été dimensionnée pour une capacité de production annuelle d'un million de tonnes de produits (propane et butane commercial).

### **I.2.1 Section de stockage de GPL**

Après l'opération précédente (la démercurisation), on passe au stockage du produit (GPL).

Pour cette étape, on utilise pour le stockage du GPL les sphères de charge de capacité de 1000 m<sup>3</sup> chacun (22 sphères = 22000 m<sup>3</sup>).

Ce dernier est stocké en température ambiante et une pression de 100 ppm.

### **I.2.2 Section déshydratation**

L'objectif de cette section est de réduire la teneur d'eau de 100 ppm à 5 ppm dans le déshydrateur de charge, et de 5 ppm à environ 1 ppm dans le déshydrateur de garde (dans la section réfrigération), et cela pour éviter la formation du givre au niveau des équipements de la section réfrigération.

Cette section comprend trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaires, on a la première colonne en ligne pour l'adsorption, et la deuxième est en régénération, et la troisième en attente. Le GPL passe dans le sécheur du bas vers le haut, l'humidité est extraite lors du passage du GPL à travers les tamis moléculaires pendant 36 heures, une fois cette durée est dépassée, la colonne en réserve est mise en ligne, et la colonne qui était en service passe en régénération avec un temps de 19 heures. A ce moment-là, la troisième colonne a achevé son cycle de régénération et passe en réserve. <sup>2</sup>

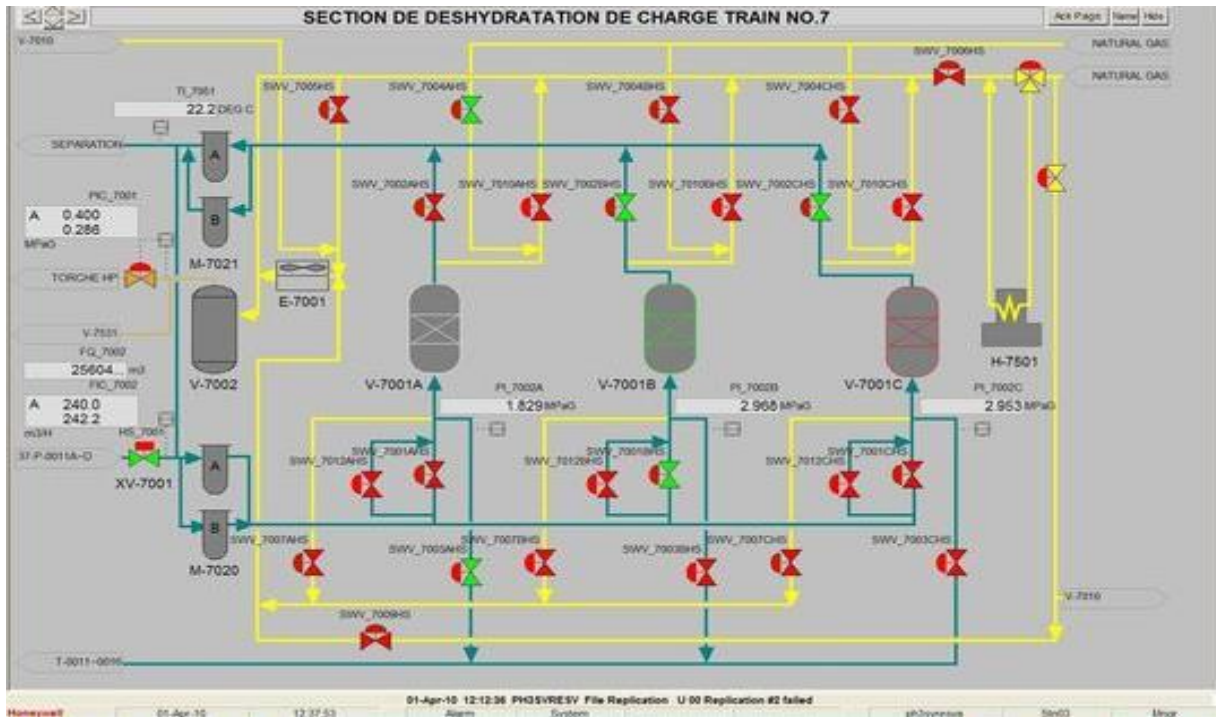


Figure I. 1: Schéma de la Section Déshydratation

### I.2.3 Section séparation

C'est la section qui assure la séparation du GPL en deux produits finis, propane (C<sub>3</sub>) et butane (C<sub>4</sub>) en plus de très faibles quantités d'éthane (C<sub>2</sub>) et de pentane (C<sub>5</sub>). Le GPL déshydraté doit être porté à sa température d'ébullition de 71°C. Cette section est divisée en :

#### 1- Fractionnateur :

La colonne du fractionnateur est une colonne de fractionnement aussi nommé le splitter, contient de 55 plateaux à clapets. C'est là où le GPL est séparé en (propane + éthane) (C<sub>3</sub>+C<sub>2</sub>) en tête de colonne et en (butane + pentane) (C<sub>4</sub>+C<sub>5</sub>) au fond de la colonne. Les produits de tête de colonne sont condensés et récupérés au niveau du ballon de reflux, Les produit sortant du fond de la colonne est dirigé soit vers la section de réfrigération.

#### 2- Dé-éthaniseur :

La colonne de dé-éthanisation est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets, pour élimination du l'éthane contenue dans le propane, L'éthane sort en tête de colonne passant par les condenseurs, après accumulé dans ballon de reflux, et le propane sort du fond de la colonne puis est dirigé vers la section réfrigération.

### 3- Dé-pentaniseur :

La colonne de dé-pentanisation est une colonne de fractionnement équipée de 50 plateaux à clapets. Utilisée pour séparation du pentane (C<sub>5</sub>) contenu dans le butane (C<sub>4</sub>), rarement on l'utilise seulement si la teneur de butane dans la charge dépasse 10%.<sup>3</sup>

Comme mentionné précédemment, la section séparation repose sur trois colonnes distinctes, chacune dédiée à une étape spécifique de purification. Parmi elles, le fractionnateur (splitter) joue un rôle central en séparant initialement le GPL en deux flux principaux. Son fonctionnement détaillé est présenté ci-dessous.

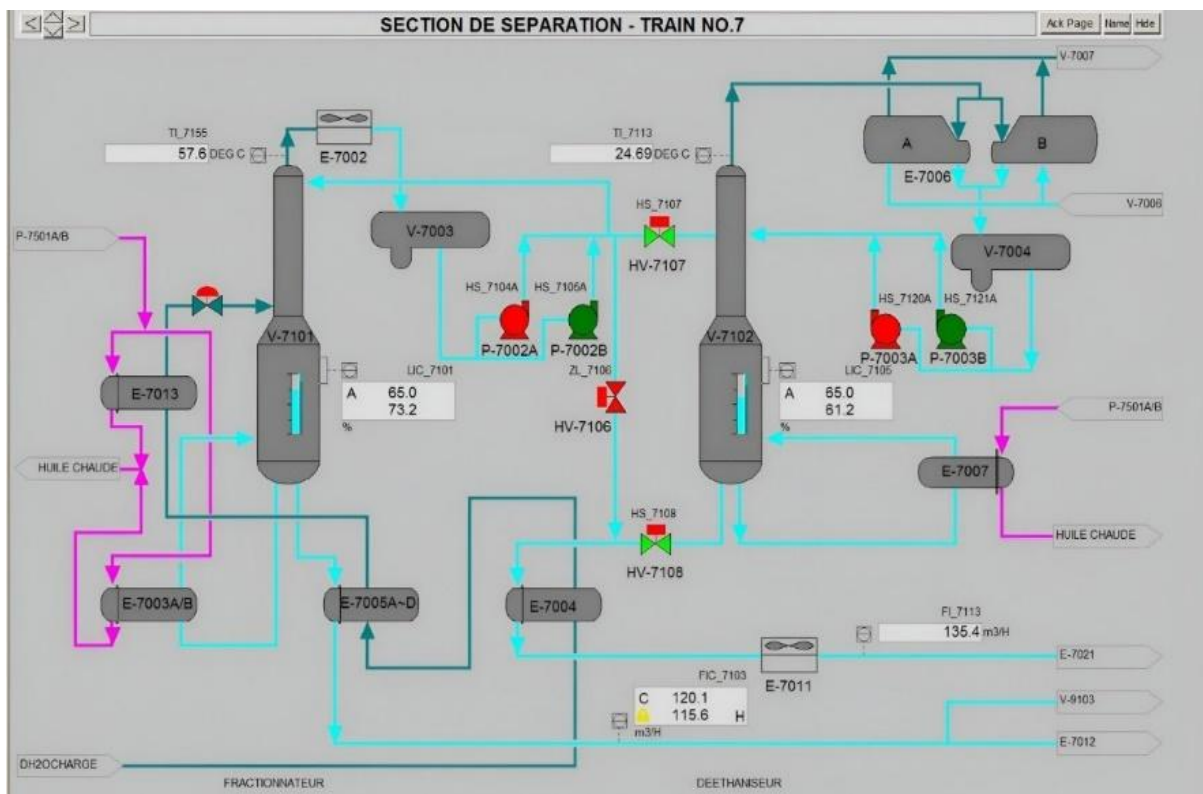


Figure I. 2: Schéma de la Section Séparation

#### I.2.3.1 Fractionnateur (Splitter)

Le fractionnateur est la colonne centrale de la section séparation, chargée de séparer le GPL déshydraté en deux flux distincts :

- **Tête de colonne :** Mélange léger de propane (C<sub>3</sub>) et d'éthane (C<sub>2</sub>).
- **Fond de colonne :** Mélange lourd de butane (C<sub>4</sub>) et de pentane (C<sub>5</sub>).

**i. Caractéristiques techniques**

- ✓ **Configuration** : Colonne à 55 plateaux à clapets, optimisés pour une séparation efficace par distillation.
- ✓ **Température d'ébullition** : Le GPL est chauffé à 71°C pour initier la vaporisation différentielle.
- ✓ **Pression de fonctionnement** : Maintenu à 1,94 MPa pour favoriser la séparation des composants.

**ii. Principe de fonctionnement**

Une colonne de fractionnement comprend toujours trois systèmes distincts :

- Un système de vaporisation appelé "rebouilleur".
- Un système de condensation en tête appelé "condenseur".
- Un système de contact qui engendre de grande surface d'échange entre les deux phases en utilisant l'un des différents dispositifs suivants :
  - ♦ Garnissage.
  - ♦ Plateaux : les plus utilisés en plusieurs types : à calotte, à clapet ou perforés.

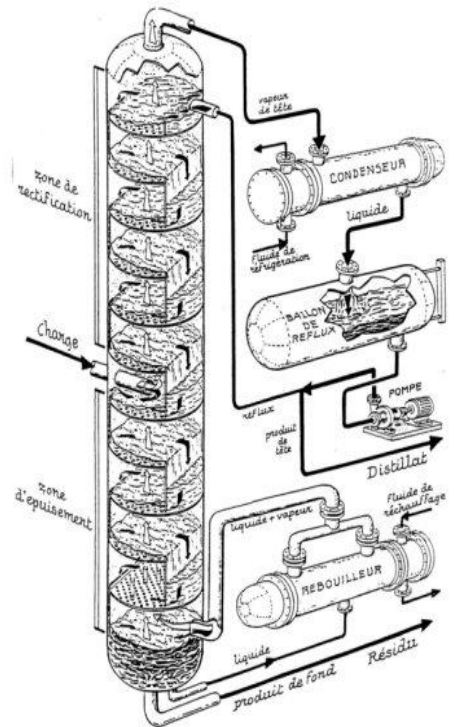
La colonne est divisée en trois zones (Figure I. 3) :

- ❖ Zone d'alimentation : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- ❖ Zone de rectification : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- ❖ Zone d'épuisement : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

Le fonctionnement repose sur l'équilibre liquide-vapeur :

- **Étape 1** : Le mélange est chauffé dans le bouilleur, générant une vapeur riche en composés légers.

**Vue 3d des écoulements dans une colonne**



**Figure I. 3:** Schéma représentatif d'une colonne de distillation

- **Étape 2** : La vapeur monte dans la colonne tandis qu'un liquide (reflux) redescend, créant des contacts répétés sur les plateaux.
- **Étape 3** : Les composés les plus volatils se concentrent en tête de colonne, les moins volatils en fond.

L'efficacité dépend du nombre de plateaux théoriques et de la qualité du reflux.<sup>4</sup>

### **iii. Fonctionnement détaillé**

a. **Alimentation en GPL** : Le GPL déshydraté est introduit dans la colonne à mi-hauteur (niveau du plateau d'alimentation au plateau N°24).

b. **Séparation thermodynamique** :

- Les composants légers (C<sub>3</sub>+C<sub>2</sub>) montent en tête de colonne sous forme de vapeur.
- Les composants lourds (C<sub>4</sub>+C<sub>5</sub>) descendent vers le fond sous forme liquide.

c. **Condensation et reflux** :

- ❖ Les vapeurs en tête sont condensées via un échangeur de chaleur et collectées dans le ballon de reflux.
- ❖ Une partie du liquide est renvoyée en reflux pour améliorer la pureté du propane.

d. **Sortie des produits** :

- **Tête** : Le propane (avec traces d'éthane) est envoyé vers le dé-éthaniseur pour purification.
- **Fond** : Le butane (avec traces de pentane) est dirigé vers le dé-pentaniseur si nécessaire.

### **iv. Paramètres critiques**

- **Taux de reflux** : Ajusté pour garantir une pureté optimale du propane.
- **Profil de température** :
  - ◆ Alimentation : Le point de consigne de l'alimentation doit être maintenu à 71°C.
  - ◆ Plateau sensible : Réglé à 75°C pour le plateau N°36 au but de contrôler la teneur du produit léger dans le fond.
  - ◆ Sorties de colonne : La température consigne normale à 54°C pour la tête de colonne et de 111°C pour le fond de colonne.

- **Profil de pression :**
  - ✓ **Tête de colonne :** Maintenu entre 1,85 et 1,95 MPa pour optimiser la condensation.
  - ✓ **Fond de colonne :** Légèrement supérieure entre 2 et 2,1 MPa pour compenser les pertes de charge.
- **Profil de débits :**
  - **Alimentation (GPL) :** 240 m<sup>3</sup>/h.

#### v. Performance d'une colonne de distillation

Les performances globales du fractionnateur dépendent des phénomènes mis en jeu :

- Les équilibres thermodynamiques à l'interface (solubilités).
- Les lois de transport dans les phases (diffusivités).
- Les lois de transfert au voisinage des interfaces (coefficients de transfert, aires interfaciales).
- Les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres de réactions).

Les indicateurs à suivre pour déterminer le bon fonctionnement d'un fractionnateur :

- ▲ Taux de séparation : Défini par la pureté des produits en tête et en fond.
- ▲ Efficacité Murphree : Mesure l'écart par rapport à l'équilibre théorique.
- ▲ Consommation énergétique : Optimisée via le rapport reflux/débit.<sup>5</sup>

#### vi. Normes de produits finis

La section de séparation est conçue pour les conditions des normes suivantes :

- ▲ **N.G.P.A :**
  - ✓ Teneur max de C<sub>2</sub> dans le C<sub>3</sub> produit est de 4,8 % (molaire).
  - ✓ Teneur max de C<sub>4</sub> dans le C<sub>3</sub> produit est de 2,2 % (molaire).
  - ✓ Teneur max de C<sub>3</sub> dans le C<sub>4</sub> produit est de 25 % (molaire).
  - ✓ Teneur max de C<sub>3</sub> dans le C<sub>5</sub> produit est de 10 % (molaire).
  - ✓ Teneur max de C<sub>3</sub> dans le C<sub>2</sub> produit est de 12 % (molaire).
  - ✓ Teneur max de C<sub>5</sub> dans le C<sub>4</sub> produit est de 1,75 % (molaire).



Le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur. Ce dernier est évaporé dans les échangeurs de chaleur. Cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer.

Les vapeurs résultantes de l'évaporation du propane réfrigérant dans les schillers, les condenseurs de têtes du dé-éthaniseur sont collectées dans les trois ballons d'aspiration HP, MP et BP pour être aspirées par le compresseur centrifuge entraîné par une turbine à gaz dans la phase I et par un moteur électrique dans la phase II et phase III, puis elles sont condensées dans les condenseurs de type aéro-réfrigérant (E-X027).

Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage.

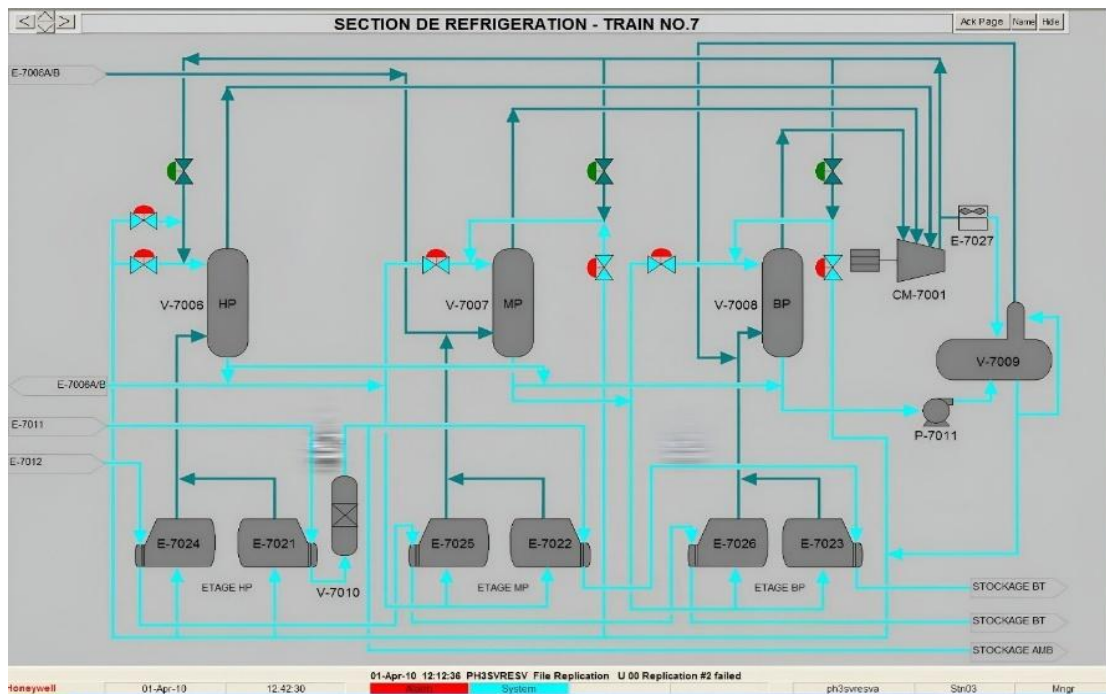


Figure I. 5: Schéma de la Section Réfrigération

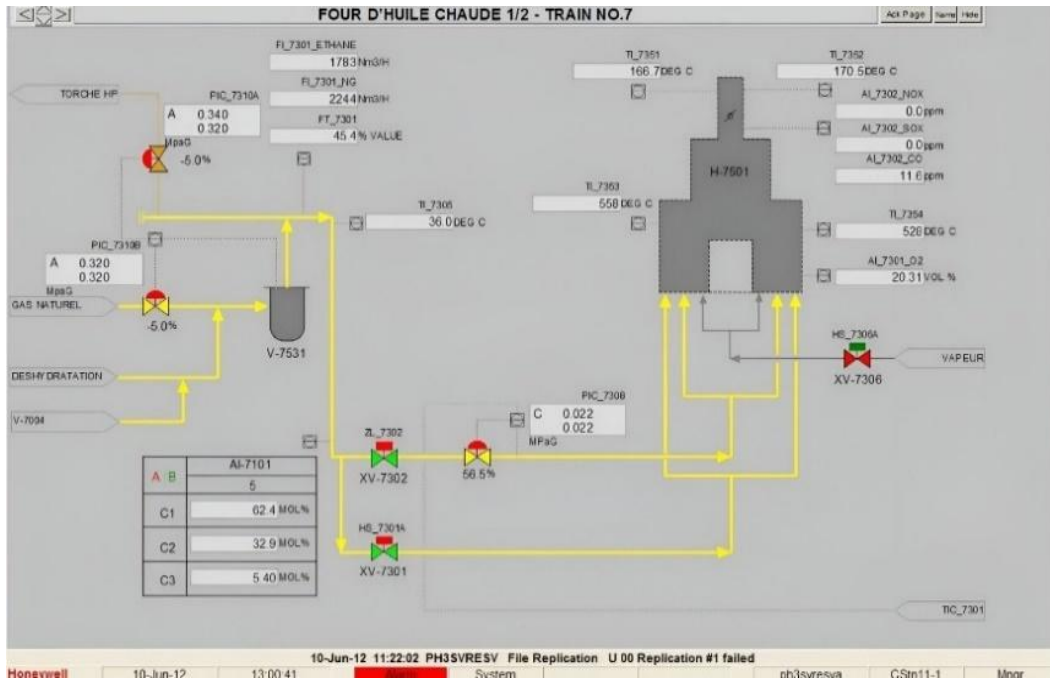
### I.2.5 Section huile chaude

La section du fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les rebouilleurs des colonnes de fractionnement et pour le préchauffeur final de la charge GPL.

Le fluide caloporteur circulant dans la boucle est l'huile TORADA TC 32, ce dernier est chauffé par le four.

La température du fluide caloporteur à la sortie du four représente la température d'entrée pour chaque utilisation, est maintenue à 180°C.

Le four (H-N501) fournit également la chaleur nécessaire au gaz naturel pour la régénération des tamis moléculaire de la section déshydratation tout en chauffant ce dernier dans un petit serpentin par convection à une température constante de 280°C à un débit de 2000 m<sup>3</sup>/h.



**Figure I. 6: Schéma de la Section Huile Chaude**

### I.2.6 Stockage à basse température

Elle contient huit bacs de stockage à basse température, quatre pour le propane et quatre autres pour le butane d'une capacité de stockage de 70 000 m<sup>3</sup> chacun. Les bacs sont en doubles parois qui permettent de maintenir les deux produits à une température de -40°C pour le propane (C3), et de -6°C pour le butane (C4).

Ceux de la phase III sont en béton Armé à la place de la double paroi.

Chaque bac est muni de system de sécurité des soupapes, des casses vides et des lignes de GN en cas de chute de pression à l'intérieur des bacs. De 5 pompes immergées dont 3 pour chargement navires, 1 pour la circulation froide du fluide tout au long de la ligne jusqu'à la jetée ,1 pompe inter parois pour vider le liquide présent entre les parois du bac.



**Figure I. 7: Bac de Stockage**

### I.2.7 Stockage à température ambiante

Prévu pour la commercialisation du gaz à l'échelle nationale.

Le procédé du chargement des camions se fait à partir des 5 sphères ayant une capacité de 500 m<sup>3</sup> chacune dans lesquelles sont stockés le propane et le butane à une température ambiante.



Figure I. 8: Sphère de Stockage

### I.2.8 Section chargement camions

C'est une section d'expédition de C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub> pour le marché national, elle contient une salle de contrôle, deux balances électroniques et 06 rampes de chargement de camions dont 02 rampes pour C<sub>3</sub> à température ambiante et une pression de 7 bars, 03 rampes pour C<sub>4</sub> à température ambiante et 01 rampe pour C<sub>5</sub> elle est isolée pour le moment.



Figure I. 9: Section Chargement Camions

### I.2.9 Section chargement navires

C'est une section d'expédition de C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub> pour le marché international, elle contient deux quais de chargement navires D1 et M6. Les opérateurs doivent suivre toutes les instructions du chef de quart sur :

- ✓ La quantité de chargement.
- ✓ Mesure de sécurité du navire.
- ✓ Début et fin de l'opération.
- ✓ Compte Rendus à sa hiérarchie
- ✓ La capacité des navires variant entre 4 000 et 45 000 tonnes de GPL.

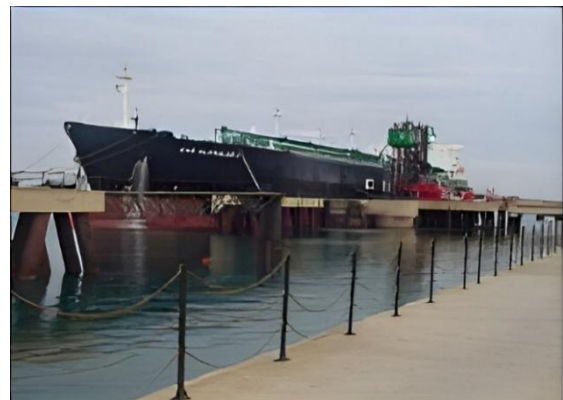


Figure I. 10: Section Chargement Navires

### I.2.10 Section torche HP et BP :

Par mesure de sécurité, et afin d'éviter les incendies, tous les gaz non brûlés passe dans des ballons qu'on les appelle BLOWDOWN.

Les gaz échappés ou crachés par les soupapes de sécurité passent dans des ballons pour les préchauffer et diriger soit vers les 2 torche HP (Haute Pression) ou vers la torche BP (Basse Pression).



Figure I. 11: Torch

### I.2.11 Section de transfert :

Quand un produit est hors spécification ou contaminé, le propane ou le butane réfrigéré à basse température est dirigé vers la section de stockage à température ambiante pour assurer le chargement des camions.

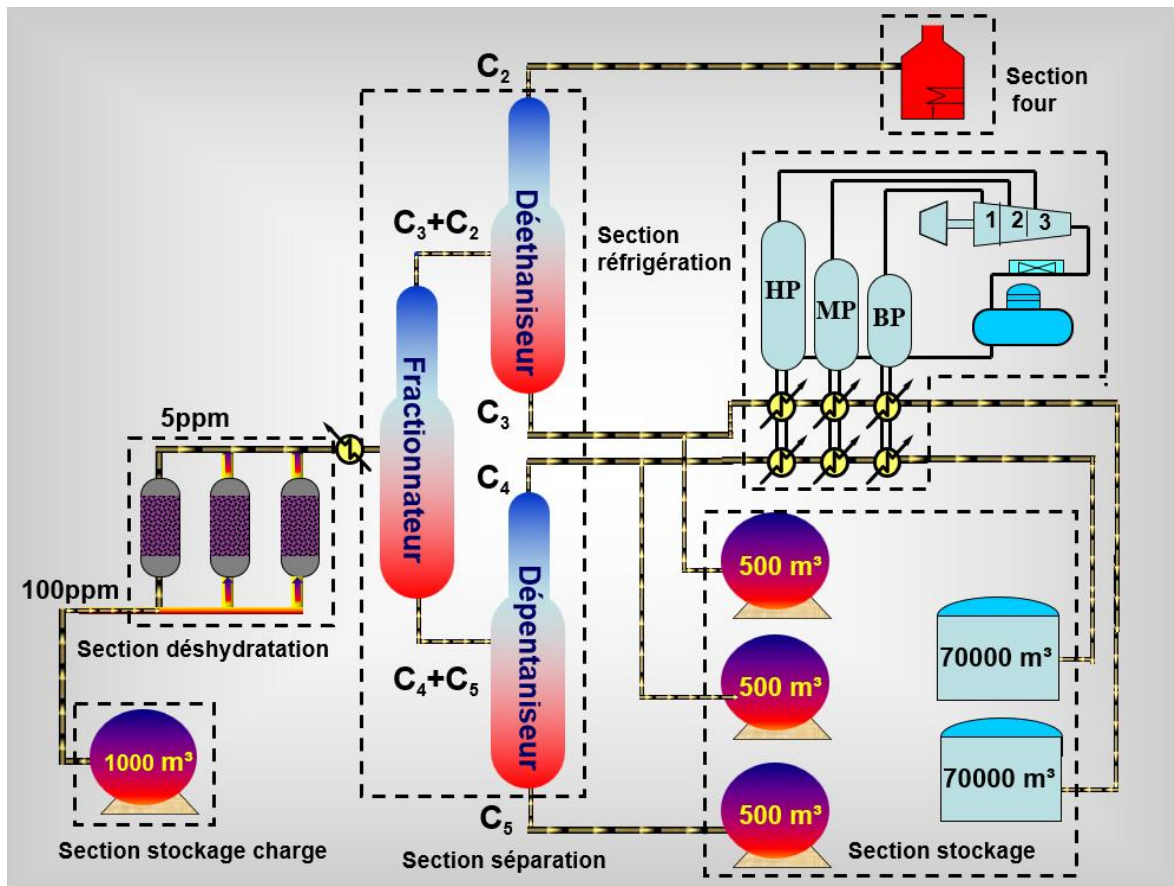


Figure I. 12: Schéma du Procédé

## **I.3 Généralités sur le Gaz de Pétrole Liquéfié :**

### **I.3.1 Définition**

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures légers stocké sous forme liquide sous pression modérée (5-10 bars) et vaporise à température ambiante. Cette particularité permet un stockage et un transport plus simple comparativement aux gaz qui exigent des pressions très élevées (Méthane, Éthane).

Ce mélange constitué principalement de propane et de butane est inodore et non toxique à l'état pur, donc on ajoute odorisant (généralement le mercaptan (éthanethiol)) pour faciliter la détection des fuites.<sup>6</sup>

### **I.3.2 Historique**

La découverte du GPL (Gaz Petroleum Liquéfié) est beaucoup plus récente que celle du pétrole. Et remonte en effet au début du 20<sup>ème</sup> au États-Unis où le chimiste américain Walter O. Snelling a isolé pour la première fois les composants du GPL, notamment le propane et le butane, qu'il a découverts liquéfiables sous pression permettant de les conditionner.

Au cours des années 1920, l'utilisation commerciale commence à apparaître, particulièrement dans le domaine du chauffage et de l'éclairage. Et, en 1932, Philgas, devenu par la suite Primagaz, commercialise en Europe le GPL en bouteille.

Après la Seconde Guerre mondiale, le GPL a gagné en popularité en tant que carburant automobile, en particulier en Europe et aux États-Unis, en raison de ses avantages économiques et environnementaux par rapport aux carburants traditionnels.<sup>7</sup>

Aujourd'hui, il est considéré comme une énergie de transition en raison de sa combustion plus propre que celle de l'essence ou du diesel.<sup>8</sup>

### **I.3.3 Sources du GPL**

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures légers stocké après liquéfaction, et est principalement obtenu à partir du traitement du gaz naturel (60 % de la production mondiale) et le raffinage du pétrole (40 %).

### I.3.4 Procédé d'obtention du GPL

Le GPL est obtenu en passant par plusieurs étapes clés :

1. Il est extrait soit du gaz naturel par séparation cryogénique, soit du pétrole brut par distillation fractionnée.
2. Il subit une purification pour éliminer les composés sulfurés et autres impuretés.<sup>9</sup>
3. Il est liquéfié par compression et refroidissement, ce qui réduit son volume pour un stockage et un transport plus efficace.
4. Il est stocké dans des réservoirs certifiés selon des normes strictes (NF EN 1442) avant d'être distribué aux consommateurs.

### I.3.5 Propriétés du GPL

Le GPL possède des propriétés physico-chimiques qui en font une énergie polyvalente.

- **Physiques :**
  - ✓ Densité liquide : sous forme liquide, sa densité est environ 0,51–0,58 kg/L.<sup>10</sup>
  - ✓ Pouvoir calorifique très élevé (environ 46 MJ/kg).
  - ✓ Point d'ébullition : -42°C (propane), -0,5°C (butane).
- **Environnementales :** Émissions de CO<sub>2</sub> 15 % inférieures à l'essence.<sup>11</sup>
- **Sécurité :** il est inflammable et nécessite des précautions de stockage, avec des limites d'explosivité comprises entre 1,8–9,5 % dans l'air.<sup>12</sup>

### I.3.6 Domaines d'utilisation du GPL

Le GPL est utilisé dans multiple secteurs en raison de sa flexibilité et de son faible impact environnemental.

- **Domaine domestique :** la cuisson et le chauffage, notamment dans les régions sans accès au réseau de gaz naturel.<sup>13</sup>
- **Domaine du transport :** plus de 27 millions de véhicules roulent au GPL dans le monde, en particulier en Europe et en Asie.<sup>14</sup>

- **Domaine industriel** : utilisé comme combustible pour les procédés thermiques et comme matière première dans la pétrochimie, notamment pour la production de polypropylène.<sup>15</sup>
- **Domaine d'agriculture** : employé pour le séchage des récoltes et le fonctionnement des serres.

### **I.3.7 Spécifications du propane et du butane commercial**

Les spécifications du propane et butane commercial sont données dans le tableau suivant :

**Tableau I. 1:** Les caractéristique du Propane et du Butane commercial du GP1/Z

<b>Caractéristiques</b>	<b>Propane</b>	<b>Butane</b>	<b>Méthodes d'analyses (Normes)</b>
<b>Masse molaire (g/mole)</b>	44	58	
<b>Densité à 15°C</b>	0,5068	0,5772	ASTM D 2598-1657
<b>Tension vapeur relative à 37,8°C (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	12,7	3,1	ASTM D 2598-1267
<b>Teneur en eau</b>	Absence d'eau	Absence d'eau	ASTM D 2713-76
<b>Point d'ébullition à 760 mmHg (°C)</b>	-40	0	ASTM D 1837

**CHAPITRE II :**  
**DIMENSIONNEMENT ET**  
**CALCUL ÉNERGÉTIQUE**  
**DU FRACTIONNATEUR**

# CHAPITRE II :

## DIMENSIONNEMENT ET CALCUL ÉNERGÉTIQUE DU FRACTIONNATEUR

### II.1 Introduction

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. Elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. Seule la pression varie légèrement entre le sommet et le fond, par suite des pertes de charge dans les étages de contact.

### II.2 Dimensionnement du fractionnateur

#### II.2.1 Données de départ

Pour un taux de charge à 100% :

- ✓ Débit de la charge :  $F' = 2597,7 \text{ Kg mole/h}$
- ✓ Teneur admise de  $iC_4H_{10}$  dans le distillat :  $Y'_{D,iC_4H_{10}} = 0,0030 \text{ molaire}$
- ✓ Teneur admise de  $C_3H_8$  dans le résidu :  $X'_{R,C_3H_8} = 0,0226 \text{ molaire}$
- ✓ Pression de service :  $P = 1,940 \text{ MPa}$
- ✓ Température d'alimentation :  $T_{alim} = 71^\circ C$
- ✓ La composition de la charge :

**Tableau II. 1:** Composition de l'alimentation

Constituant	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	SOMME
% molaire	0,0000	0,0201	0,5251	0,1675	0,2826	0,0031	0,0016	<b>1,0000</b>

La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau II. 2:** Composition et débits de la charge

Constituant	$M_i$	$X'_{Fi}$	$M_i \times X'_{Fi}$	$X_{Fi}$	Débit de l'alimentation	
					kmole/h	kg/h
CH <sub>4</sub>	16	0,0000	0,0000	0,0000	0,0783	1,2565
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0201	0,6030	0,0120	52,1877	1569,2776
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,5251	23,1044	0,4607	1364,1047	60152,9232
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,1675	9,7150	0,1937	435,1148	25290,6117
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,2826	16,3908	0,3268	734,0579	42666,3827
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0031	0,2232	0,0045	8,0007	577,2588
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0016	0,1152	0,0023	4,1560	299,8575
<b>SOMME</b>	X	<b>1,0000</b>	<b>50,1516</b>	<b>1,0000</b>	<b>2597,7000</b>	<b>130557,5679</b>

Avec :

$$M_{moy} = \sum M_i \times X'_{Fi} \dots\dots\dots (II.1)$$

$$X_{Fi} = \frac{X'_{Fi} \times M_i}{M_{moy}} \dots\dots\dots (II.2)$$

Où :

D'après l'équation (II.1) :  $M_{moy} = 50,1516 \text{ kg/kmol}$

**II.2.2 Calcul des débits du distillat et du résidu**

Le fractionnateur est alimenté par le GPL brut.

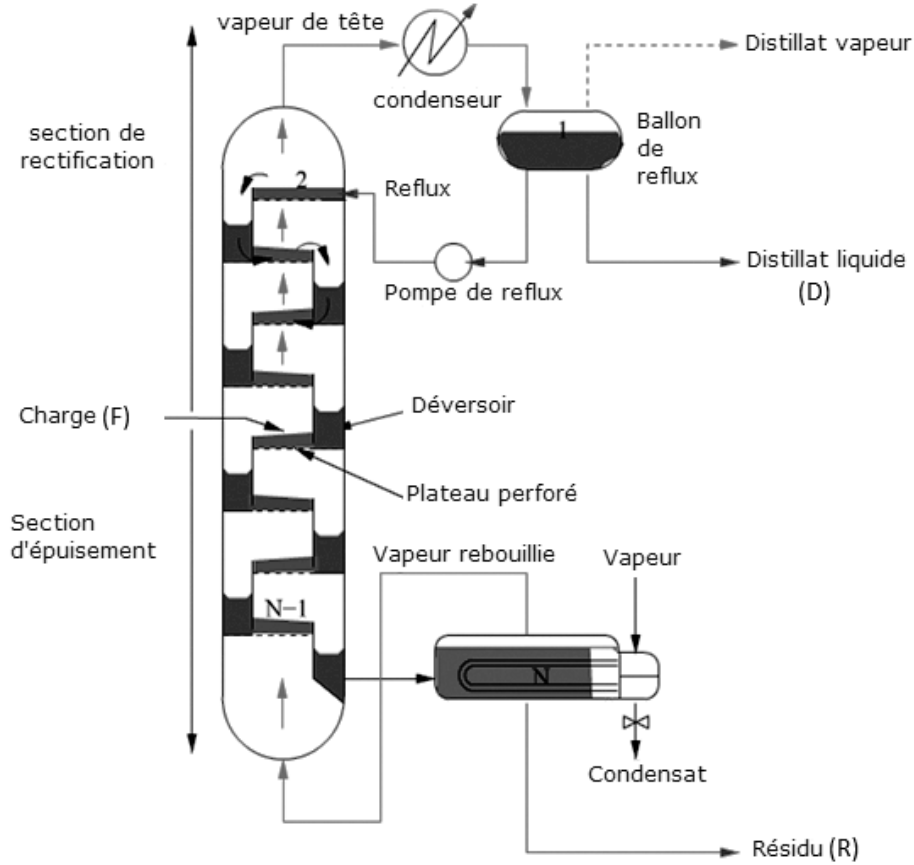
L'équation de bilan matière globale s'écrit :

$$F' = D' + R' \dots\dots\dots (II.3)$$

$F'$  : Débit molaire de l'alimentation.

$D'$  : Débit molaire du distillat.

$R'$  : Débit molaire du résidu.



**Figure II. 1:** Schéma d'une colonne de distillation à plateaux perforés

Pour le calcul du débit du distillat et du résidu on prend deux éléments clés :  $C_3H_8$ ,  $iC_4H_{10}$ .

Le bilan de matière partiel de la colonne s'écrit :

$$F' \times X'_{F,i} = D' \times X'_{D,i} + R' \times X'_{R,i} \dots \dots \dots (II.4)$$

Sachant que les compositions du distillat et du résidu sont représentées dans le tableau suivant :

**Tableau II. 3:** Compositions du distillat et du résidu

Constituant	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	SOMME
% molaire du distillat	0,00005	0,0367	0,9632	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	<b>1,0000</b>
% molaire du résidu	0,0000	0,0000	0,0002	0,3682	0,6213	0,0068	0,0035	<b>1,0000</b>

On substitue les valeurs connues des différents constituants dans l'équation (II.4), mais pour la commodité de travail, on effectuera le calcul pour 100 Kmoles de la charge :

Pratiquement :  $X'_{R, C_2H_6} = 0$ ,  $X'_{R, CH_4} = 0$ ,  $X'_{D, nC_4H_{10}} = 0$ .

Alors on obtient :  $0,58 = D' \times X'_{D,C_2H_6}$  ..... (II.5)

Avec  $X'_{D,C_2H_6} = 0,037$  :

$$0,58 = D' \times 0,037 \rightarrow D' = \frac{0,58}{0,037} \rightarrow \boxed{D' = 54,3243 \text{ kmol/h}}$$

D'après l'équation (II.3), on tire :

$$R' = F' - D' \rightarrow R' = 100 - 54,3243 \rightarrow \boxed{R' = 45,6757 \text{ kmol/h}}$$

$$D' \text{ à } 100 \text{ kmol/h} = 54,3243 \text{ kmol/h} \rightarrow D' \text{ à } F' = \boxed{1411,1830 \text{ kmol/h}}$$

$$R' \text{ à } 100 \text{ kmol/h} = 45,6757 \text{ kmol/h} \rightarrow R' \text{ à } F' = \boxed{1186,5170 \text{ kmol/h}}$$

Le bilan de matière nous a permis de déterminer le débit et la composition des deux produits de la colonne.

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau II. 4:** Composition et débits du Distillat et du Résidu

Constituant	Alimentation		Distillat		Résidu	
	$X'_{F_i}$	$F_i$ (kmole/h)	$X'_{D_i}$	$D_i$ (kmole/h)	$X'_{R_i}$	$R_i$ (kmole/h)
CH <sub>4</sub>	0,0000	0,0783	0,00005	0,0779	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0201	52,1877	0,0367	51,8208	0,0000	0,0000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5251	1364,1047	0,9632	1359,2645	0,0002	0,2404
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1675	435,1148	0,0001	0,0198	0,3682	436,8863
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2826	734,0579	0,0000	0,0000	0,6213	737,1819
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0031	8,0007	0,0000	0,0000	0,0068	8,0348
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0016	4,1560	0,0000	0,0000	0,0035	4,1737
<b>SOMME</b>	<b>1,0000</b>	<b>2597,7000</b>	<b>1,0000</b>	<b>1411,1830</b>	<b>1,0000</b>	<b>1186,5170</b>

### II.2.3 Calcul des pressions de la colonne

Le calcul des pressions de la colonne de distillation constitue une étape fondamentale pour la conception du procédé de séparation. La distribution de pression le long de la colonne influence directement les équilibres thermodynamiques, les températures d'ébullition des composants et par conséquent l'efficacité de la séparation. Dans cette section, on va déterminer les pressions caractéristiques de la colonne à partir des données ci-dessus :

**Données :**

Pression de service de la colonne (Pression de la tête) :  $P_s = 1,940 \text{ MPa}$

La perte de charge le long de la colonne :  $\Delta P = 0,14 \text{ MPa}$

Position du plateau d'alimentation :  $n = 24$

Nombre de plateaux :  $N = 55$

- **Pression au fond de la colonne :**

$$\Delta P = P_f - P_s \dots\dots\dots (II.6)$$

D'où :

$$P_f = P_s + \Delta P \dots\dots\dots (II.7)$$

$$P_f = 1,940 + 0,14 \rightarrow \boxed{P_f = 2,080 \text{ MPa}}$$

- **Pression de l'alimentation :**

$$P_a = P_f + \left(\frac{n}{N} \times \Delta P\right) \dots\dots\dots (II.8)$$

$$P_a = 2,08 + \left(\frac{24}{55} \times 0,14\right) \rightarrow \boxed{P_a = 2,001 \text{ MPa}}$$

### II.2.4 Calcul du taux de reflux

Le taux de reflux est calculé par la formule de « GILLILAND » :

$$\frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th+1}} \approx 0,75 \times \left(1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1}\right)^{0,5668}\right) \dots\dots\dots (II.9)$$

Où :

$N_{th}$  : Nombre de plateau théoriques.

$N_{min}$  : Nombre de plateaux théoriques minimal à reflux total.

$R_{min}$  : Taux de reflux minimal.

$R$  : Taux de reflux avec lequel on veut faire fonctionner la colonne ( $L_r/D'$ ).

D'après l'équation (II.9), on trouve :

$$\frac{R-R_{min}}{R+1} = 1 - \left( \frac{1}{0,75} \times \frac{N_{th}-N_{min}}{N+1} \right)^{1,7643} \dots\dots\dots (II.10)$$

Pour calculer  $R$ , on doit calculer d'abord le taux de reflux minimal  $R_{min}$ , le nombre de plateaux théoriques  $N_{th}$  et nombre de plateaux minimal  $N_{min}$ .

**II.2.4.1 Calcul du taux de reflux minimal**

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule de « **UNDERWOOD** » :

$$R_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{Fi} \times X'_{Fi}}{\alpha_{Fi} - \theta} \dots\dots\dots (II.11)$$

$\theta$  : volatilité relative qui lies entre les volatilités relatives des constituants clés légers et lourd.

$\alpha_{Fi}$  : volatilité relative des constituants au niveau de la zone d'alimentation.

Pour trouver la valeur de  $R_{min}$ , on doit calculer  $\alpha_{Fi}$  et  $\theta$ .

**a. Calcul de  $\alpha_{Fi}$**

La détermination de la volatilité relative des constituants nous aide à sélectionner la clé lourde et légère ainsi que le taux de reflux et le taux de rebouillage.

On calcule les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en utilisant l'équation suivante :

$$\alpha_{Fi} = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots (II.12)$$

Avec :

$K_i$  : coefficients d'équilibre.

$K_r$  : coefficients d'équilibre de référence.

➤ **Détermination des coefficients d'équilibre dans la zone d'alimentation**

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir des abaques spécifiques, portés dans l'annexe (A), en fonction de la température et de la pression.

**Données :**

Température d'alimentation :  $T_{alim} = 71^{\circ}C \equiv 159,8^{\circ}F$ .

Pression d'alimentation :  $P_{alim} = 2,001 MPa \equiv 290,2205 Psia$ .

**Tableau II. 5:** Coefficients d'équilibre de l'alimentation

Constituant	$K_i$
CH <sub>4</sub>	10,5
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,2
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,35
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,64
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,48
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,25
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2

➤ **Détermination des coefficients d'équilibre au fond de la colonne « T° de bulle »**

**Données :**

Température au fond de la colonne :  $T_{fond} = 108,5^{\circ}C \equiv 227,3^{\circ}F$ .

Pression au fond de la colonne :  $P_{fond} = 2,080 MPa \equiv 301,6785 Psia$ .

**Tableau II. 6:** Coefficients d'équilibre au fond de la colonne

Constituant	$K_i$
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,15
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,92
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,56
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,45

➤ **Détermination des coefficients d'équilibre en tête de la colonne « T° de rosé »**

**Données :**

Température en tête de la colonne :  $T_{tête} = 54,2^{\circ}C \equiv 129,56^{\circ}F$ .

Pression en tête de la colonne :  $P_{tête} = 1,940 \text{ MPa} \equiv 281,3732 \text{ Psia}$ .

**Tableau II. 7:** Coefficients d'équilibre en tête de la colonne

Constituant	$K_i$
CH <sub>4</sub>	11,5
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,55
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,94
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,48

On admit le constituant clé lourd iC<sub>4</sub> H<sub>10</sub> comme constituant de référence.

En basant sur l'équation (II.12), la volatilité relative de chaque composant au niveau de l'alimentation a été calculée et les résultats sont présentés dans le tableau ci-dessus :

**Tableau II. 8:** Volatilités relatives des différentes zones

Constituant	Alimentation		Distillat		Résidu	
	$K_i$	$\alpha_{Fi}$	$K_i$	$\alpha_{Di}$	$K_i$	$\alpha_{Ri}$
CH <sub>4</sub>	10,5	16,4062	2	23,9583		
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,2	5	1,1	5,3125		
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,35	2,1094	0,92	1,9583	2	1,7391
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (constituant clé)	0,64	1	0,56	1	1,15	1
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,48	0,75			0,92	0,8
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,25	0,3906			0,56	0,4869
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2	0,3125			0,45	0,3913

**b. Calcul de  $\theta$**

Le calcul de  $\theta$  se fait par le calcul approximatif suivant pour alimentation liquide ( $q = 1$ ) :

$$q - 1 = \sum \frac{\alpha_{Fi} \times X'_{Fi}}{\alpha_{Fi} - \theta} = 0 \dots\dots\dots (II.13)$$

**Tableau II. 9:** Fraction vaporisée de la charge

Constituant	$\alpha_{Fi}$	$X'_{Fi}$	$\frac{\alpha_{Fi} \times X'_{Fi}}{\alpha_{Fi} - \theta}$
CH <sub>4</sub>	16,4062	0,0000	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5	0,0201	0,0265198
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,1094	0,5251	1,23207766
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1	0,1675	-0,7961819
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,75	0,2826	-0,4603815
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,3906	0,0031	-0,0014772
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,3125	0,0016	-0,0005569
<b>SOMME</b>	X	<b>1,0000</b>	<b><math>4,7077 \times 10^{-10}</math></b>

Pour  $\sum \frac{\alpha_{Fi} \times X'_{Fi}}{\alpha_{Fi} - \theta} = 0$  , et en utilisant la fonction SOLVER d'Excel, on trouve  $\theta = 1,21$ .

On sait que :  $\alpha_{lourd} < \theta < \alpha_{léger} \rightarrow \alpha_{iC_4H_{10}} < \theta < \alpha_{C_3H_8} \rightarrow 1 < \theta < 2,1094$

Par l'application de la formule d'UNDERWOOD (équation II.10) et avec un taux de vaporisation  $\theta = 1,21$ , le calcul de taux de reflux minimal est représenté ci-dessous :

**Tableau II. 10:** Taux de reflux minimal

Constituant	$\alpha_{Di}$	$X'_{Di}$	$\frac{\alpha_{Di} \times X'_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$
CH <sub>4</sub>	23,9583333	0,0000	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,3125	0,0367	0,04752877
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,95833333	0,9632	2,52190105
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1	0,0001	-0,0004753
<b>SOMME</b>	X	<b>1,0000</b>	<b>2,56895448</b>

Après le calcul de  $\sum \frac{\alpha_{Di} \times X'_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$ . On trouve que  $R_{min} + 1 = 2,56895448 \rightarrow R_{min} = 1,5689$

### II.2.4.2 Calcul du nombre de plateaux théoriques minimal à reflux total

L'application de la formule de **Fenske** aux constituants clés permet de calculer  $N_{min} + 1$  qui représente le nombre minimal d'étages de la colonne, y compris le rebouilleur.

$$N_{min} + 1 = \frac{\log\left(\frac{X'_{D,C_3H_8} \times X'_{R,iC_4H_{10}}}{X'_{D,iC_4H_{10}} \times X'_{R,C_3H_8}}\right)}{\log \alpha_M} \dots \dots \dots (II.14)$$

Avec  $\alpha_M$  la moyenne géométrique de la volatilité relative effective des deux constituants léger et lourd le long de la colonne, qu'on peut exprimer par :

$$\alpha_M = \sqrt[3]{\alpha_D \times \alpha_A \times \alpha_R} \dots \dots \dots (II.15)$$

Où :

$\alpha_D$  : volatilité relative effective des constituants à la température en tête de la colonne.

$\alpha_A$  : volatilité relative effective des constituants à la température de l'alimentation.

$\alpha_R$  : volatilité relative effective des constituants à la température au fond de la colonne.

Avec :

$$\alpha_D = \frac{\alpha_{D,C_3H_8}}{\alpha_{D,iC_4H_{10}}} = \frac{1,958}{1} = 1,958$$

$$\alpha_A = \frac{\alpha_{A,C_3H_8}}{\alpha_{A,iC_4H_{10}}} = \frac{2,1094}{1} = 2,1094$$

$$\alpha_R = \frac{\alpha_{R,C_3H_8}}{\alpha_{R,iC_4H_{10}}} = \frac{1,739}{1} = 1,739$$

$$\alpha_M = \sqrt[3]{\alpha_D \times \alpha_A \times \alpha_R} \rightarrow \alpha_M = \sqrt[3]{1,958 \times 2,1094 \times 1,739} \rightarrow \alpha_M = 1,929$$

En appliquant les résultats dans l'équation (II.14), on trouve :

$$N_{min} + 1 = \frac{\log\left(\frac{0,9632 \times 0,3682}{0,0001 \times 0,0002}\right)}{\log 1,929} \rightarrow N_{min} + 1 = 25,4 \rightarrow N_{min} \approx 24$$

### II.2.4.3 Calcul du Nombre de plateaux théoriques

Le nombre de plateaux théoriques est calculer par l'équation suivante :

$$N_{th} = N \times E \dots\dots\dots (II.16)$$

Sachant que :

$N_{th}$  : Nombre de plateau théoriques.

$N$  : Nombre de plateaux réels :  $N = 55$ .

$E$  : Efficacité :  $E = 0,95$  (Efficacité des plateaux à clapets pour GPL est comprise entre 85-95%).<sup>16</sup>

$$N_{th} = 55 \times 0,95 \rightarrow N_{th} = 52,25 \approx \boxed{52}$$

➤ **Résultats**

Après avoir calculer  $R_{min}$ ,  $N_{th}$  et  $N_{min}$ , on peut accéder au calcul du taux de reflux.

D'après l'équation (II.10) :

$$\frac{R-1,5689}{R+1} = 1 - \left( \frac{1}{0,75} \times \frac{52-24}{52+1} \right)^{1,7643} \rightarrow \boxed{R = 3,766}$$

### II.2.5 Calcul du diamètre et de la hauteur de la colonne

#### II.2.5.1 Calcul du diamètre de la colonne :

On peut calculer le diamètre de la colonne à partir de l'équation suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Q_V}{\pi \times W}} \dots\dots\dots (II.17)$$

$D$  : Diamètre de la colonne.

$Q_V$  : Débit de vapeur qui sort de la tête de la colonne ( $m^3/h$ ).

$W$  : Vitesse admissible des vapeurs ( $m/s$ ).

Pour pouvoir calculer le diamètre, il faut calculer la vitesse admissible des vapeurs via le facteur C de Souders-Brown :

$$W = C \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \dots\dots\dots (II.18)$$

$C$  : coefficient empirique avec  $C = 0,08$  ( $C = 0,05 - 0,15$  m/s pour les plateaux à clapets).

$\rho_L$  : Densité du liquide au fond de la colonne ( $kg/m^3$ ).

$\rho_V$  : Densité de la vapeur au sommet ( $kg/m^3$ ).

On doit tout d'abord calculer les densités :

➤ **Calcul de la masse volumique de la vapeur en tête de colonne :**

Loi de gaz réels :

$$\rho_V = \frac{P \times M_{moy}}{Z \times R \times T} \dots\dots\dots (II.19)$$

$P$  : Pression qui règne en tête de colonne ( $P = 1,94$  MPa  $\equiv 1,94 \times 10^6$  Pa).

$M_{moy}$  : Masse moléculaire moyenne des vapeurs ( $kg/mol$ ).

$Z$  : facteur de compressibilité. Pour le GPL,  $Z = 0,8^{17}$ .

$R$  : Constante des gaz ( $R = 8,314$  J/mol.K).

$T$  : Température des vapeurs ( $T = 54,2^\circ C \equiv 327,35$  K).

$$M_{moy} = \sum X'_{D_i} \times M_i = 0 \times 16 + 0,0367 \times 30 + 0,9632 \times 44 + 0,0001 \times 58$$

$$\rightarrow M_{moy} = 43,49$$
 g/mol = 0,04349 kg/mol

D'où :

$$\rho_V = \frac{P \times M_{moy}}{Z \times R \times T} \rightarrow \rho_V = \frac{1,94 \times 10^6 \times 0,04349}{0,8 \times 8,314 \times 327,35} \rightarrow \boxed{\rho_V = 38,75$$
 kg/m<sup>3</sup>

➤ **Calcul de la masse volumique du liquide au fond de la colonne :**

On peut raisonner sur une mole de liquide pour obtenir cette masse volumique :

$$\rho_L = \frac{M_{moy}}{V_L} \dots\dots\dots (II.20)$$

$M_{moy}$  : Masse moléculaire moyenne du liquide ( $kg/mol$ ).

$V_L$  : Volume molaire du liquide ( $m^3/mol$ ) avec  $V_L = 0.000135$  m<sup>3</sup>/mol (valeur typique pour GPL à  $T = 110,8$  °C et  $P = 2,08$  MPa).

$$M_{moy} = \sum X'_{Ri} \times M_i = 0,0002 \times 44 + 0,3682 \times 58 + 0,6213 \times 58 + 0,0068 \times 72 + 0,0035 \times 72 \rightarrow M_{moy} = 58,14 \text{ g/mol} = 0,05814 \text{ kg/mol}$$

D'où :

$$\rho_L = \frac{M_{moy}}{V_L} \rightarrow \rho_L = \frac{0,05814}{0,000135} \rightarrow \boxed{\rho_L = 430,67 \text{ kg/m}^3}$$

La vitesse admissible obtenue est :

$$W = C \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \rightarrow W = 0,08 \times \sqrt{\frac{430,67 - 38,75}{38,75}} \rightarrow \boxed{W = 0,2544 \text{ m/s}}$$

➤ **Calcul du débit volumique de la vapeur en tête de colonne :**

Ecrivons l'équation d'état de cette vapeur (considérée comme gaz réel) :

$$P Q_V = Z V' R T$$

D'où :

$$Q_V = V' \times \frac{R \times T}{P \times Z} \dots \dots \dots (II.21)$$

$V'$  : Débit de vapeur en tête de colonne ( $kmol/h$ ).

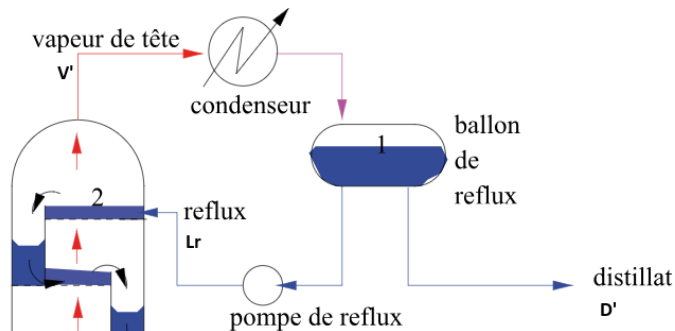
$P$  : Pression qui règne en tête de colonne ( $P = 1,94 \text{ MPa} \equiv 19,4 \text{ bars}$ ).

$Z$  : facteur de compressibilité. Pour le GPL,  $Z = 0,8$ .

$R$  : Constante des gaz parfaits ( $R = 0,08314 \text{ bar} \cdot m^3 / kmol \cdot K$ ).

$T$  : Température qui règne en tête de colonne ( $T = 54,2^\circ C \equiv 327,35 \text{ K}$ ).

Pour calculer le débit  $V'$ , on écrit un bilan de matière au niveau du condenseur, en sachant que c'est un condenseur total.



**Figure II. 2:** Schéma de tête d'une colonne de fractionnement

$$V' = L_r + D'$$

Ou encore :

$$V' = D' \left( \frac{L_r}{D'} + 1 \right)$$

Avec  $\frac{L_r}{D'} = R$

$$V' = D'(R + 1) \dots \dots \dots (II.22)$$

D'ou :

$$V' = 1411,1830 \times (3,766 + 1) \rightarrow \boxed{V' = 6725,698 \text{ kmol/h}}$$

Enfin :

$$Q_V = 6725,698 \times \frac{0,08314 \times 327,35}{19,4 \times 0,8} \rightarrow \boxed{Q_V = 11794,187 \text{ m}^3/\text{h}}$$

A partir de l'équation (II.17), le diamètre obtenu est :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Q_V}{\pi \times W}} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \times 11794,187}{\pi \times 0,2544 \times 3600}} \rightarrow \boxed{D = 4,0493 \text{ m}}$$

**II.2.5.2 Calcul de la hauteur de la colonne :**

On peut calculer la hauteur de la colonne à partir de l'équation suivante :

$$H = (N_{réels} \times \text{Espacement}) + \text{marge de sécurité} \dots \dots \dots (II.23)$$

Sachant que :

$N_{réels}$  : Nombre de plateaux réels avec  $N_{réels} = 55 \text{ plateaux}$ .

$\text{Espacement}$  : Espace entre deux plateaux avec  $\text{Espacement} = 0,6 \text{ m}$ .

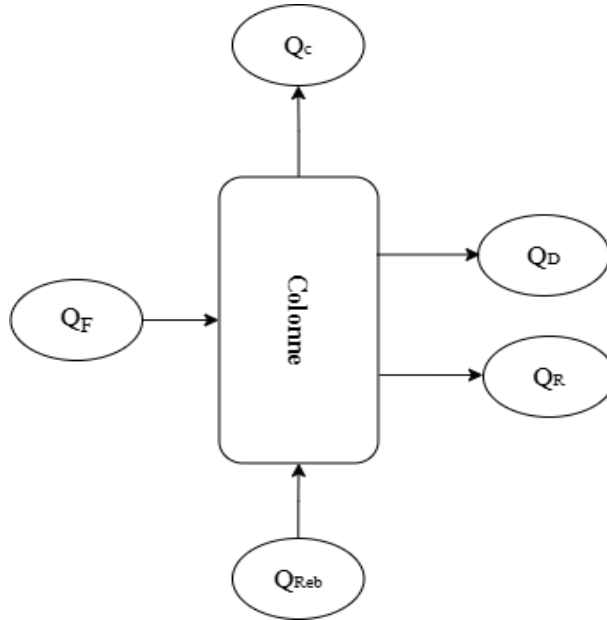
$\text{marge de sécurité} = 1,5 \text{ m}$ .

En appliquant ces données dans l'équation (II.24), on trouve :

$$H = (55 \times 0,6) + 1,5 \rightarrow \boxed{H = 34,5 \text{ m}}$$

### II.3 Calcul énergétique

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du ballon de reflux et pour déterminer les charges thermiques de l'aérocondenseur et du rebouilleur.



**Figure II. 3:** Bilan thermique de la colonne

$$Q_F + Q_{Reb} = Q_D + Q_R + Q_C \dots\dots\dots (II.24)$$

$$Q_F = F' \times h_F \dots\dots\dots (II.25)$$

$$Q_D = D' \times h_D \dots\dots\dots (II.26)$$

$$Q_R = R' \times h_R \dots\dots\dots (II.27)$$

$$Q_V = V' \times h_V \dots\dots\dots (II.28)$$

$$Q_{L_r} = L_r \times h_D \dots\dots\dots (II.29)$$

$Q_F$  : charge thermique de l'alimentation.       $Q_{Reb}$  : charge thermique dans le rebouilleur.

$Q_D$  : charge thermique du distillat.               $Q_C$  : charge thermique dans l'aérocondenseur.

$Q_R$  : charge thermique du résidu.               $Q_V$  : charge thermique de vapeur de tête.

### II.3.1 Détermination des enthalpies des phases vapeurs et liquides

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression et de la température (annexe -B-).

$$h_{mélange} = \sum X'_i \times h_i \dots \dots \dots (II.30)$$

#### II.3.1.1 Enthalpie de la charge d'alimentation

**Données :**

Température d'alimentation :  $T_{alim} = 71^\circ C \equiv 159,8^\circ F$ .

Pression d'alimentation :  $P_{alim} = 2,010 MPa \equiv 290,075 Psia$ .

**Tableau II. 11:** Enthalpie moyenne de l'alimentation

Constituant	$M_i$	$X'_{Fi}$	$h_i$	$M_{moy}$	$X'_{Fi} \times h_i$
CH <sub>4</sub>	16	0,0000	560	0,0000	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0201	510	0,6030	10,251
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,5251	475	23,1044	249,4225
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,1675	315	9,7150	52,7625
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,2826	300	16,3908	84,78
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0031	320	0,2232	0,992
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0016	290	0,1152	0,464
<b>SOMME</b>	X	1,0000	X	50,1516	398,672

**Résultats :**

$$M_{moy} = 50,1516 \text{ kg/kmol}$$

$$h_F = 398,672 \text{ BTU/lb} \equiv 221,6327 \text{ kcal/kg}$$

$$h_F = 11115,23452 \text{ kcal/kmol}$$

### II.3.1.2 Enthalpie de la vapeur sortante du 1<sup>er</sup> plateau

**Données :**

Température de la vapeur :  $T_{vap} = 54,2^{\circ}C \equiv 129,56^{\circ}F$ .

Pression de la vapeur :  $P_{vap} = 1,940 MPa \equiv 275,5717 Psia$ .

**Tableau II. 12:** Enthalpie moyenne de la vapeur

Constituant	$M_i$	$X'_{Vi}$	$h_i$	$M_{moy}$	$X'_{Vi} \times h_i$
CH <sub>4</sub>	16	0,0000	540	0,0000	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0367	500	1,1010	18,35
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,9632	465	42,3808	447,888
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0001	295	0,0058	0,0295
<b>SOMME</b>	X	1,0000	X	43,4876	466,2675

**Résultats :**

$$M_{moy} = 43,4876 \text{ kg/kmol}$$

$$h_V = 466,2675 \text{ BTU/lb} \equiv 259,2108 \text{ kcal/kg}$$

$$h_V = 11272,45785 \text{ kcal/kmol}$$

### II.3.1.3 Enthalpie du distillat

**Données :**

Température du distillat :  $T_{distillat} = 48^{\circ}C \equiv 118,4^{\circ}F$ .

Pression du distillat :  $P_{distillat} = 1,940 MPa \equiv 275,5717 Psia$ .

**Tableau II. 13:** Enthalpie moyenne du distillat

Constituant	$M_i$	$X'_{Di}$	$h_i$	$M_{moy}$	$X'_{Di} \times h_i$
CH <sub>4</sub>	16	0,0000	540	0,0000	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,0367	490	1,1010	17,983
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,9632	460	42,3808	443,072
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,0001	290	0,0058	0,029
<b>SOMME</b>	X	1,0000	X	43,4876	461,084

**Résultats :**

$$M_{moy} = 43,4876 \text{ kg/kmol}$$

$$h_D = 461,084 \text{ BTU/lb} \equiv 256,3292 \text{ kcal/kg}$$

$$h_D = 11147,14172 \text{ kcal/kmol}$$

### II.3.1.4 Enthalpie du résidu

**Données :**

$$\text{Température du résidu : } T_{résidu} = 108,5^\circ\text{C} \equiv 227,3^\circ\text{F.}$$

$$\text{Pression du résidu : } P_{résidu} = 2,080 \text{ MPa} \equiv 301,6785 \text{ Psia.}$$

**Tableau II. 14:** Enthalpie moyenne du résidu

Constituant	$M_i$	$X'_{Ri}$	$h_i$	$M_{moy}$	$X'_{Ri} \times h_i$
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,0002	515	0,0088	0,103
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,3682	460	21,3556	169,372
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,6213	465	36,0354	288,9045
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0068	355	0,4896	2,414
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,0035	335	0,2520	1,1725
<b>SOMME</b>	X	1,0000	X	58,1414	461,966

**Résultats :**

$$M_{moy} = 58,1414 \text{ kg/kmol}$$

$$h_R = 461,966 \text{ BTU/lb} \equiv 256,8195 \text{ kcal/kg}$$

$$h_R = 14931,84706 \text{ kcal/kmol}$$

### II.3.2 Calcul des charges thermiques

#### II.3.2.1 Charge thermique de l'alimentation $Q_F$

D'après l'équation (II.26), on a :

$$Q_F = F' \times h_F = 2597,7 \times 11115,23452$$

$$Q_F = 2,887 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

#### II.3.2.2 Charge thermique de vapeur $Q_V$

D'après l'équation (II.29), on a :

$$Q_V = V' \times h_V = 4630,0641 \times 11272,45785$$

$$Q_V = 5,219 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

#### II.3.2.3 Charge thermique de reflux $Q_{Lr}$

D'après l'équation (II.30), on a :

$$Q_{Lr} = L_r \times h_D = 5556,2508 \times 11147,14172$$

$$Q_{Lr} = 6,194 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

#### II.3.2.4 Charge thermique du distillat $Q_D$

D'après l'équation (II.27), on a :

$$Q_D = D' \times h_D = 1411,1830 \times 11147,14172$$

$$Q_D = 1,573 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

### II.3.2.5 Charge thermique du résidu $Q_R$

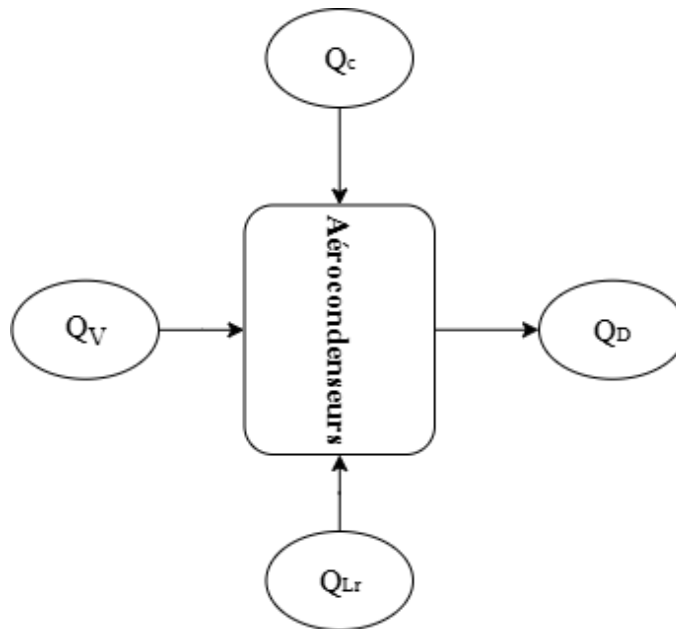
D'après l'équation (II.28), on a :

$$Q_R = R' \times h_R = 1186,5170 \times 14931,84706$$

$$Q_R = 1,772 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

$$\rightarrow Q_{Reb,entrante} = 1,772 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

### II.3.2.6 Charge thermique d'aérocondenseurs $Q_C$



**Figure II. 4:** Bilan thermique d'aérocondenseurs

$$Q_C + Q_V = Q_D + Q_{Lr} \dots\dots\dots (II.31)$$

D'après l'équation (II.32), on a :

$$\rightarrow Q_C = Q_D + Q_{Lr} - Q_V$$

$$\rightarrow Q_C = 1,573 \times 10^7 + 6,194 \times 10^7 - 5,219 \times 10^7$$

$$\rightarrow Q_C = 2,548 \times 10^7 \text{ kcal/h}$$

### II.3.2.7 Energie fournie par le rebouilleur $Q_{Reb}$

On peut calculer l'énergie fournie par le rebouilleur par l'équation suivante :

$$Q_{Reb,entrante} + Q_{reb} = Q_{Reb,sortante}$$

Sachant que :

$Q_{Reb,entrante}$  : Energie qui entre dans le rebouilleur.

$Q_{Reb,sortante}$  : Energie qui sort du rebouilleur.

On a besoin de calculer  $Q_{Reb,sortante}$  pour pouvoir déterminer la valeur d'énergie fournie par le rebouilleur.

A partir de l'équation (II.25), on peut tirer :

$$Q_{Reb,sortante} = Q_R + Q_D + Q_C - Q_F \dots \dots \dots (II.32)$$

$$Q_{Reb,sortante} \rightarrow 1,772 \times 10^7 + 1,573 \times 10^7 - 2,548 \times 10^7 - 2,887 \times 10^7$$

$$\boxed{Q_{Reb,sortante} = 3,006 \times 10^7 \text{ kcal/h}}$$

En appliquant les résultats dans l'équation (II.33), on trouve :

$$Q_{Reb} = Q_{Reb,sortante} - Q_{Reb,entrante} \rightarrow Q_{Reb} = 3,006 \times 10^7 - 1,772 \times 10^7$$

$$\boxed{Q_{Reb} = 1,234 \times 10^7 \text{ kcal/h}}$$

# **CHAPITRE III : PARTIE SIMULATION**

# CHAPITRE III :

## PARTIE SIMULATION

### III.1 Introduction

Dans cette partie, une étude de simulation a été menée afin de modéliser le comportement réel d'une colonne de fractionnement utilisée pour le traitement du GPL. L'objectif principal est d'obtenir les différents paramètres de cette unité, la composition du distillat et du résidu, et les différents profils (pression, température, débits, engorgement) en s'appuyant sur les données de conception du constructeur ainsi que sur les paramètres opératoires relevés en exploitation. Cette démarche permet d'évaluer la conformité du fonctionnement de la colonne et d'identifier d'éventuelles pistes d'optimisation.

Le logiciel Aspen HYSYS a été retenu pour effectuer cette simulation, en raison de sa fiabilité et de sa capacité à représenter avec précision les phénomènes thermodynamiques complexes. Il offre également des outils puissants pour le suivi des profils internes de température, de pression, de composition et de débit dans les différentes sections de la colonne.

La simulation a été réalisée sur une configuration représentative de l'un des neuf trains de production du complexe, ce qui permet de généraliser les résultats obtenus à l'ensemble de l'installation. L'étude s'est focalisée sur l'analyse du comportement de la colonne sous différentes conditions de charge d'alimentation, en vue d'évaluer la robustesse du procédé et sa sensibilité aux variations.

#### III.1.1 Logiciels de simulation des procédés

Le marché des logiciels de simulation des procédés propose aujourd'hui une gamme diversifiée d'outils adaptés aux différents besoins de l'industrie. Ces logiciels se distinguent par leurs capacités de modélisation, leurs bases de données thermodynamiques, leurs interfaces utilisateur et leurs domaines d'application spécifiques.

Ces logiciels se classent principalement en deux catégories selon leur approche temporelle : les simulateurs statiques et les simulateurs dynamiques.

1. **Simulateurs statiques** : également appelés simulateurs en régime permanent, modélisent les procédés dans des conditions d'équilibre où les variables ne varient pas dans le temps. Ces outils sont particulièrement adaptés à la conception de procédés, à l'optimisation des conditions opératoires et à l'analyse de sensibilité. Les principaux simulateurs statiques incluent Aspen Plus (robuste pour les procédés chimiques complexes), CHEMCAD (simple d'utilisation, adapté à la pétrochimie), PRO/II (spécialisé dans le raffinage) et UniSim Design (approche intégrée avec optimisation économique).
2. **Simulateurs dynamiques** : modélisent le comportement des procédés en fonction du temps, permettant d'analyser les régimes transitoires, les démarrages, les arrêts et les perturbations. Ces outils sont essentiels pour la conception des systèmes de contrôle, l'analyse de sécurité et l'étude des procédés discontinus. Les principaux simulateurs dynamiques comprennent Aspen HYSYS (solution hybride statique/dynamique), Aspen Plus Dynamics (extension dynamique d'Aspen Plus), DYNsIM (spécialisé dans l'industrie pétrolière) et gPROMS (modélisation orientée équations).

### III.1.2 Présentation du logiciel « Aspen HYSYS »

Aspen HYSYS représente l'une des références mondiales dans le domaine de la simulation des procédés chimiques et pétroliers. Développé par AspenTech, ce logiciel s'impose comme un standard industriel grâce à sa robustesse, sa flexibilité et ses capacités d'intégration avancées.

C'est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et s'assurer que les équipements sont conformes aux spécifications prescrites, ainsi d'évaluer et d'améliorer les procédés existants.<sup>18</sup>

### III.1.3 Intérêt de la simulation par HYSYS

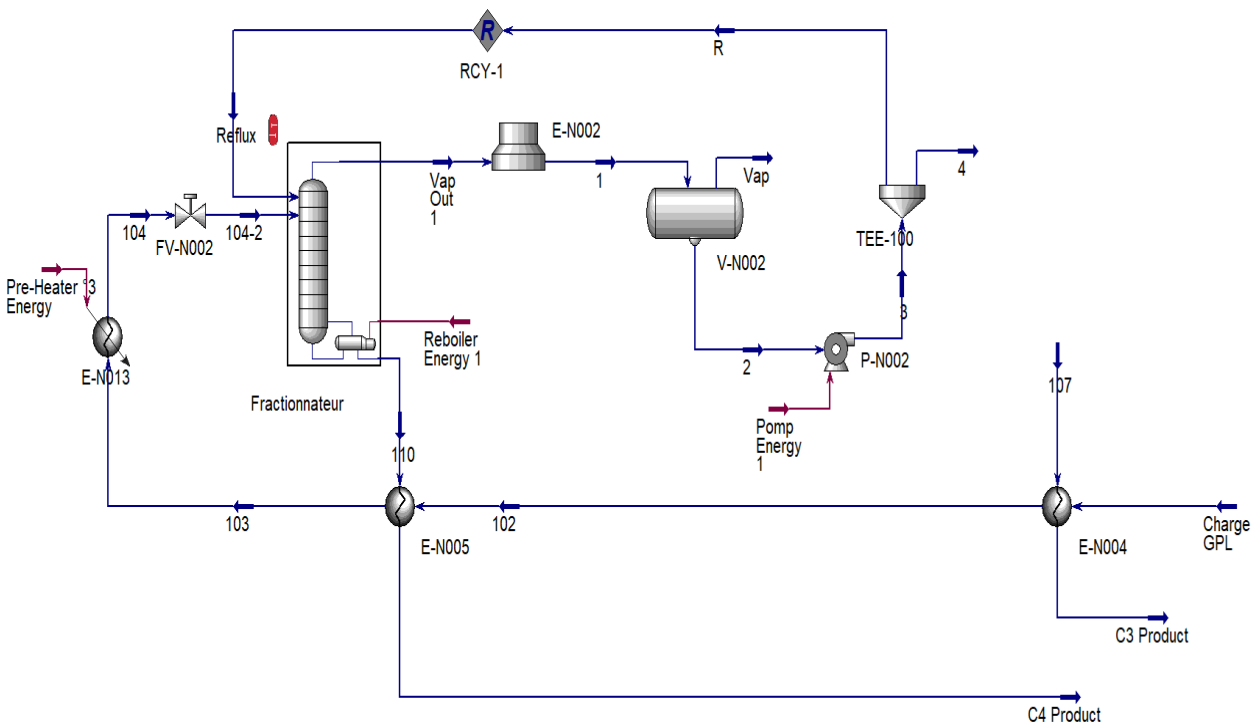
L'utilisation d'Aspen HYSYS dans le cadre de cette étude présente de nombreux avantages qui justifient le choix de cet outil pour la modélisation et l'optimisation des procédés étudiés, parmi ces avantages spécifiques :

- **Polyvalence** : Capacités hybrides statiques/dynamiques.
- **Base de données thermodynamique** : Plus de 1500 composés et 40 modèles.
- **Interface utilisateur** : Approche graphique intuitive.
- **Outils d'analyse** : Optimisation et analyse de sensibilité intégrées.
- **Robustesse** : Algorithmes de convergence fiables.
- **Documentation** : Génération automatique de rapports.

### III.2 Calcul de la colonne de fractionnement en utilisant Aspen HYSYS

Pour garantir la fiabilité de notre étude, nous avons basé notre travail sur les paramètres de conception fournis par le constructeur ainsi que sur les données opérationnelles actuelles de l'exploitant. Cette approche nous a permis d'obtenir des résultats de simulation plus représentatifs en analysant différents scénarios de charge d'alimentation avec des débits variables pour la section de séparation.

La figure (III.1) illustre la modélisation de la colonne de fractionnement sous Aspen HYSYS. Il convient de noter que cette configuration est identique pour l'ensemble des neuf trains de production du complexe.



**Figure III. 1:** Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement

### III.2.1 Méthode suivie

Le calcul par HYSYS permet d'obtenir :

- ✓ Différents paramètres (Température, Débit, Pression) dans différentes sections de la colonne (Distillat, Résidu, Tête, Fond, Reflux).
- ✓ La composition des produits de tête et de fond de la colonne.
- ✓ Le profil de température le long de la colonne.
- ✓ Le profil des débits de vapeur et liquide le long de la colonne.
- ✓ Le profil de l'engorgement le long de la colonne.

A partir des données suivantes :

- **Données de l'alimentation :**
  - ♦ Température (°C).
  - ♦ Pression (MPa).
  - ♦ Composition (% molaire).
  - ♦ Débit de l'alimentation (m<sup>3</sup>/h).
- **Données de la colonne :**
  - Nombre de plateaux réels.
  - Plateau d'alimentation.
  - Pression de service.
  - Estimation de la Pression de tête et de fond.
  - Perte de charge.

### III.2.2 Choix du Modèle Thermodynamique

Aspen HYSYS intègre différents modèles thermodynamiques sous forme d'équations mathématiques permettant de modéliser le comportement des fluides.

Ces modèles permettent notamment de déterminer :

- ▲ Les propriétés physiques des composants.
- ▲ Les conditions d'équilibre entre phases.
- ▲ Les coefficients d'activité des mélanges.

Le logiciel propose trois grandes familles de modèles :

- ▲ Les équations d'état (PR, SRK).
- ▲ Les modèles de coefficients d'activité (NRTL, UNIFAC).
- ▲ Des modèles spécialisés pour applications spécifiques.

Pour cette étude, le modèle Peng-Robinson a été sélectionné pour la simulation du procédé de fractionnement du GPL. Ce choix s'explique par sa précision, sa robustesse algorithmique, son efficacité de calcul pour la simulation du procédé de fractionnement du GPL.

### III.3 Critères de base de l'étude<sup>19</sup>

#### III.3.1 Charge d'alimentation

Pour définir les conditions d'exploitation normale, nous avons utilisé une charge théorique représentant la composition moyenne pondérée des douze sources d'alimentation identifiée comme charge N°13. Cette charge de référence, nous sert de base de comparaison pour valider les résultats obtenus avec le simulateur HYSYS. Le tableau ci-dessous présente la composition molaire de cette charge théorique ainsi que celle de la charge actuellement utilisée :

**Tableau III. 1:** Composition molaires des charges d'alimentation

<b>Constituant</b>	<b>% molaire de la charge N°13</b>
CH <sub>4</sub>	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0201
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5251
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,1675
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2826
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0031
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0016
<b>SOMME</b>	<b>1,0000</b>

### III.3.2 Caractéristiques des produits finis

Le propane et le butane comme produits finis doivent correspondre aux normes du marché représenté par la publication internationale **NGPA** (Natural Gas Processing Association), ces normes sont représentées dans le tableau suivant :

**Tableau III. 2:** Normes NGPA

Norme	La teneur (% molaire)
La teneur maximale du C <sub>3</sub> dans le C <sub>2</sub>	12
La teneur maximale du C <sub>2</sub> dans le C <sub>3</sub>	4,8
La teneur maximale du C <sub>4</sub> dans le C <sub>3</sub>	2,2
La teneur maximale du C <sub>3</sub> dans le C <sub>4</sub>	25
La teneur maximale du C <sub>5</sub> dans le C <sub>4</sub>	1,75
La teneur maximale du C <sub>4</sub> dans le C <sub>5</sub>	10

A noter que SONATRACH exige des normes plus rigoureuses que celles de NGPA telles que :

**Tableau III. 3:** Normes GP1Z

Norme	La teneur (% molaire)
La teneur maximale du C <sub>3</sub> dans le C <sub>2</sub>	$\leq 12$
La teneur maximale du C <sub>2</sub> dans le C <sub>3</sub>	$\leq 2$
La teneur maximale du C <sub>4</sub> dans le C <sub>3</sub>	$\leq 1$
La teneur maximale du C <sub>3</sub> dans le C <sub>4</sub>	$\leq 1$
La teneur maximale du C <sub>5</sub> dans le C <sub>4</sub>	$\leq 2$

#### Températures de produits finis :

- ❖ Propane commercial sortie train : – 38 °C.
- ❖ Butane commercial sortie train : – 06 °C.

### III.3.3 Caractéristiques des équipements<sup>20</sup>

En plus de la colonne de fractionnement, cette section doit comprendre aussi certains équipements auxiliaires qui doivent assurer à leur tour la bonne séparation.

Les tableaux ci-dessous représentent les caractéristiques de ces équipements :

**Tableau III. 4:** Caractéristiques des équipements d'échange thermique

Repère	Service	Type	Fluide	Pression (MPa)	Température (°C)
02-E-N002	Condenseur de tête du fractionnateur	Aéro-condenseur	Propane	1,96	57,4 ~ 50
02-E-N003 A/B	Rebouilleur Fractionnateur	Calandre	Butane	2,01	110 ~ 111
		Tube	Huile chaude	0,49 ~ 0,29	180 ~ 130
02-E-N004	Préchauffeur N°1	Calandre	Charge GPL	2,79	5 ~ 20,4
		Tube	Propane	2,15	61 ~ 43,2
02-E-N005	Préchauffeur N°2	Calandre	Charge GPL	2,72	19,4 ~ 67,7
		Tube	Butane	1,99	109 ~ 40,6
02-E-N013 A/B/C/D	Préchauffeur N°3	Calandre	Charge GPL	2,51	66 ~ 71,1
		Tube	Huile chaude	0,33	180 ~ 130

**Tableau III. 5:** Caractéristiques des pompes

Repère	Service	Type	Fluide	Pression (MPa)	Température (°C)
07-P-0011	Pompe d'alimentation	Centrifuge	Charge GPL	0,27 ~ 3,34	5 ~ 45
02-P-N002 A/B	Pompe de reflux du fractionnateur	Centrifuge	Charge GPL	1,91 ~ 0,49	50 ~ 57

### III.4 Calcul de la colonne par HYSYS

#### III.4.1 Données opératoires

Le tableau ci-dessous représente les paramètres opératoires de fonctionnement de la colonne de fractionnement fixés par le designer pour la charge N°13.

**Tableau III. 6:** Données opératoires design

Paramètres	Données
Débit d'alimentation (kmol/h)	2553,8947
Débit de reflux (kmol/h)	5290,5678
Température d'alimentation (°C)	74,5
Pression au sommet (MPa)	1,94
Pression dans le rebouilleur (MPa)	2,08
Température du plateau sensible (°C)	96
Température de reflux (°C)	49

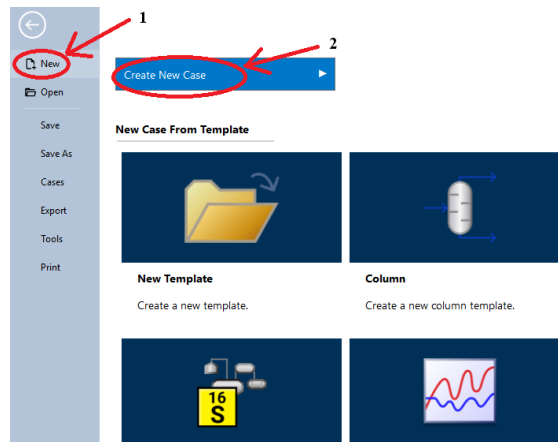
Les caractéristiques du fractionnateur sont données dans le tableau ci-dessous :

**Tableau III. 7:** Caractéristiques du fractionnateur

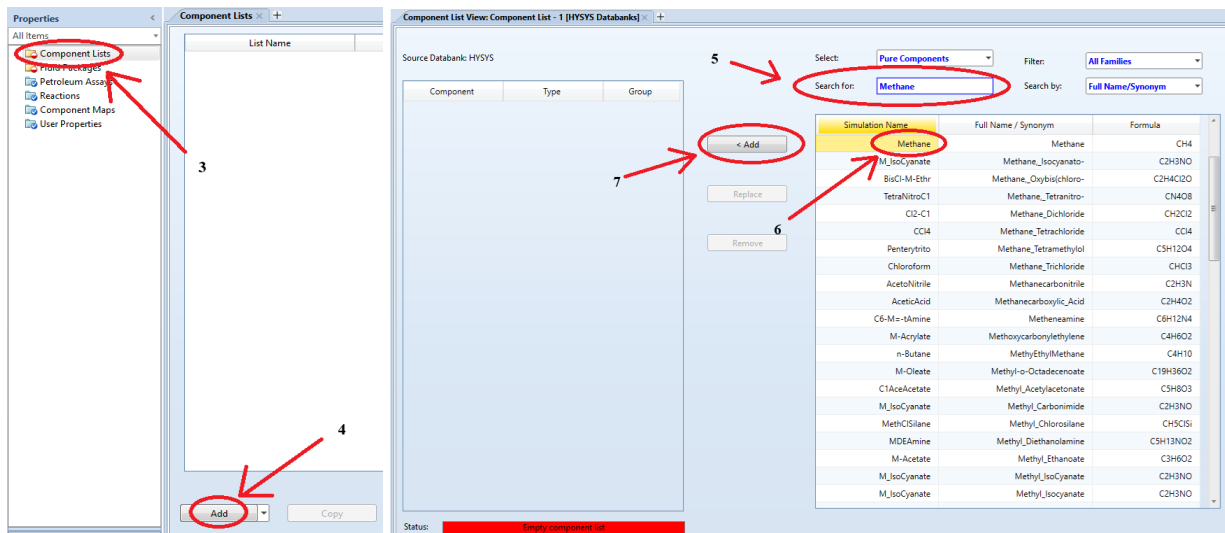
Caractéristiques	Fractionnateur	
	Section I	Section II
Nombre de plateaux	20	35
Type de plateaux	Clapets	Clapets
Nombre de passes	4	4
Diamètre intérieur (m)	4,1	5,5
Espacement entre plateau (m)	0,6	0,6
Limite de l'engorgement (%)	80	80

### III.4.2 Etapes de simulation

1. Accéder à HYSYS. Puis, Crée un nouveau cas en suivant ces étapes : File → New → Case



2. Ensuite, Ajouter les composants comme suit : Add → Composants

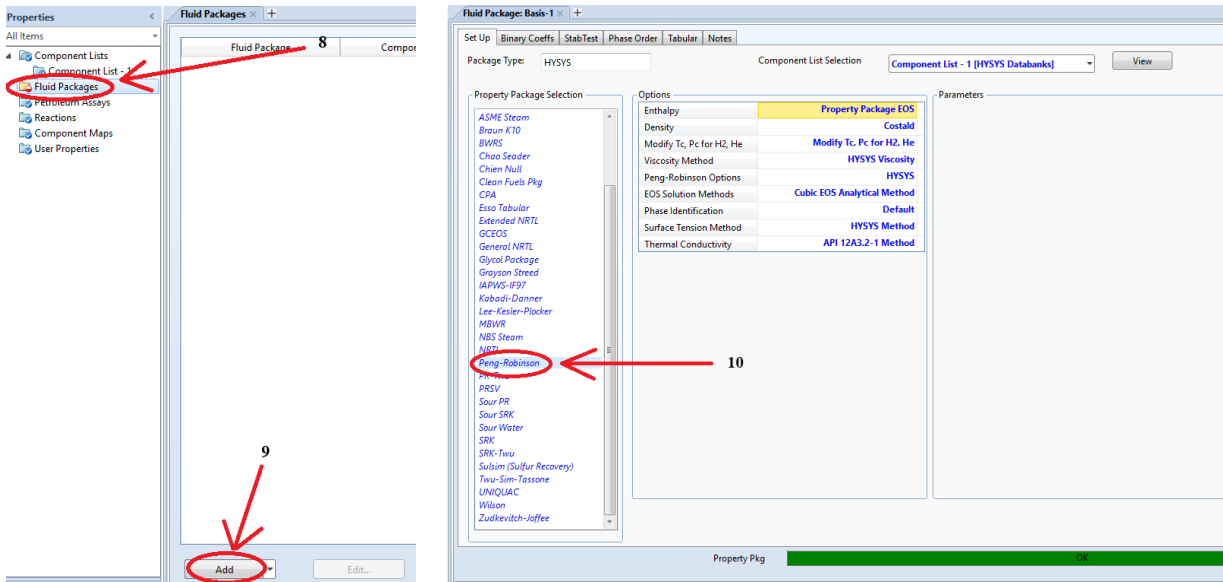


Component List - 1

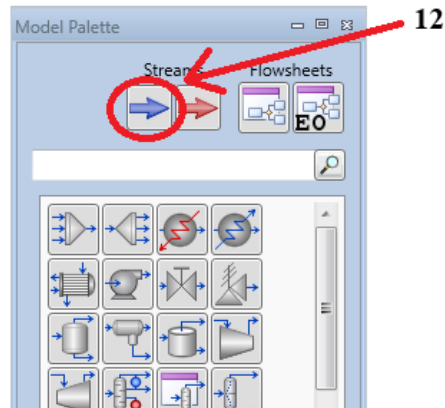
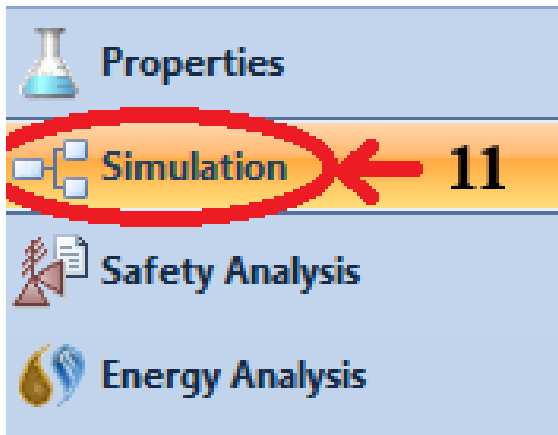
Source Databank: HYSYS

Component	Type	Group
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	

3. Après, Ajouter le modèle thermodynamique approprié :



4. Pour la partie simulation, Prend de la palette d'objet un Stream Bleu (Material Stream) → Conditions (Température – Pression – Débit Massique) → Compositions



Material Stream: Charge GPL

Worksheet	Stream Name	Charge GPL	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	20.00	20.00
Composition	Pressure [MPa]	2.740	2.740
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2554	2554
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1.284e+005	1.284e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	238.6	238.6
User Variables	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-3.205e+004	-3.205e+004
Notes	Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	20.22	20.22
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-3.424e+008	-3.424e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	236.5	236.5
Emissions	Fluid Package	Basis-1	

Input Composition for Stream: Material Stream: Charge GPL

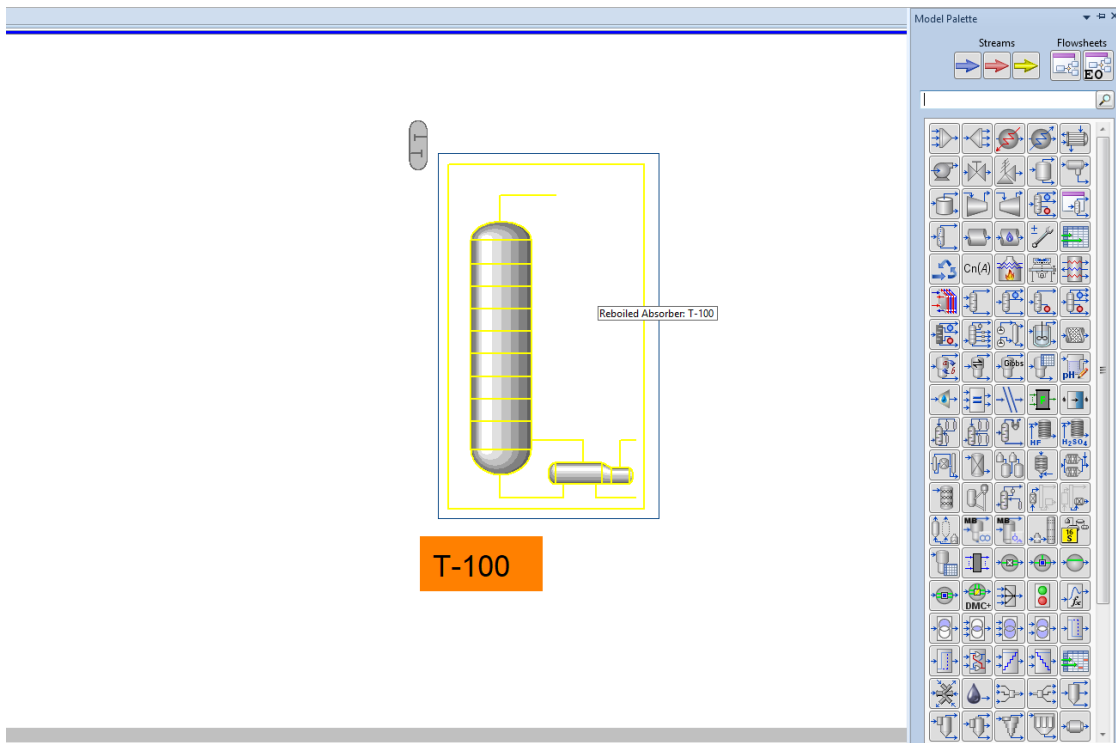
	Mole Fraction
Methane	0.0000
Ethane	0.0201
Propane	0.5251
i-Butane	0.1675
n-Butane	0.2826
i-Pentane	0.0031
n-Pentane	0.0016

Composition Basis:  Mole Fractions

Composition Controls: Erase, Equalize Composition

Normalize Total: 1.0000

5. Ajouter une colonne de distillation avec rebouilleur depuis la palette d'objets → Entrer le nombre de plateaux et ajouter l'Inlet et deux Outlets pour le Vapour et le Liquide et insérer les pressions pour la tête et pour le fond de la colonne.



Column: Fractionnateur / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

**Design**

Column Name: **Fractionnateur** Sub-Flowsheet Tag: **COL2**

Ovhd Vapour Outlet: **Vap Out 1**

Top Stage Inlet: **Reflux**

Optional Inlet Streams

Stream	Inlet Stage
<b>104-2</b>	<b>24_Main Top</b>
<< Stream >>	

Stage Numbering:  Top Down  Bottom Up

Edit Trays...

Optional Side Draws

Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

Reboiler Energy Stream: **Reboiler Energy 1**

Bottoms Liquid Outlet: **110**

Num of Stages: **n = 55**

P1: **1.940 MPa**

P reb: **2.080 MPa**

Delta P: **0.0000 kPa**

Buttons: Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

### III.4.3 Résultats de la simulation

#### III.4.3.1 Résultats du Distillat et du Résidu

Material Stream: Distillat			
Worksheet	Attachments	Dynamics	
<b>Worksheet</b>	Stream Name	<b>Distillat</b>	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	48.12	48.12
Composition	Pressure [MPa]	1.940	1.940
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1392	1392
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	6.068e+004	6.068e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	121.0	121.0
User Variables	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-2.774e+004	-2.774e+004
Notes	Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	24.61	24.61
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1.616e+008	-1.616e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	120.3	120.3
Emissions	Fluid Package	Basis-1	

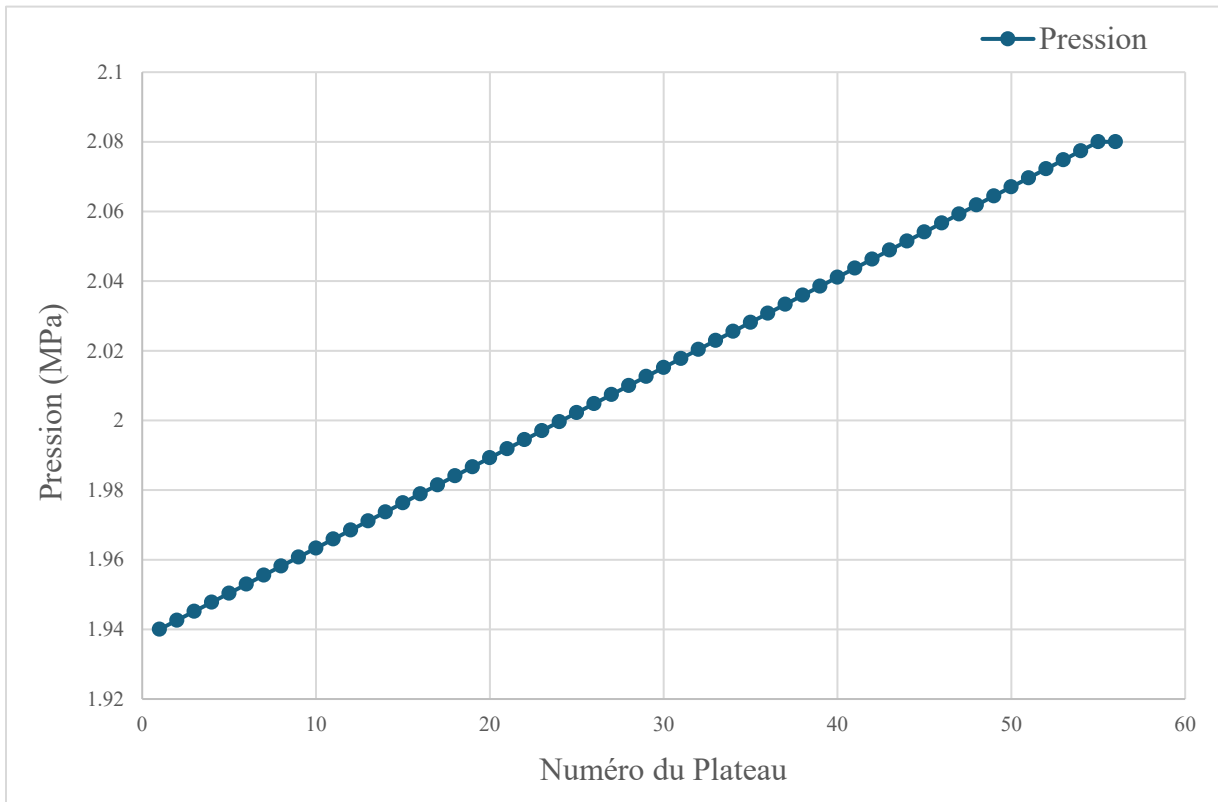
Material Stream: Résidu			
Worksheet	Attachments	Dynamics	
<b>Worksheet</b>	Stream Name	<b>Résidu</b>	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	111.2	111.2
Composition	Pressure [MPa]	2.080	2.080
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	1162	1162
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	6.768e+004	6.768e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	117.6	117.6
User Variables	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-3.253e+004	-3.253e+004
Notes	Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	26.20	26.20
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-1.581e+008	-1.581e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	117.3	117.3
Emissions	Fluid Package	Basis-1	

L'analyse des résultats montre une séparation efficace des produits.

Le distillat, récupéré à 48,12°C et 1,94 MPa, contient principalement les composants légers, ce qui se traduit par un débit molaire élevé (1392 kgmole/h) et une masse molaire plus faible.

Le résidu, obtenu à 111,2°C et 2,08 MPa, est enrichi en composants lourds, comme l'indiquent son débit molaire plus faible (1162 kgmole/h) et son débit massique plus élevé. Les différences d'enthalpie et d'entropie entre les deux fractions confirment cette séparation selon la volatilité des constituants.

### III.4.3.2 Profil de la Pression

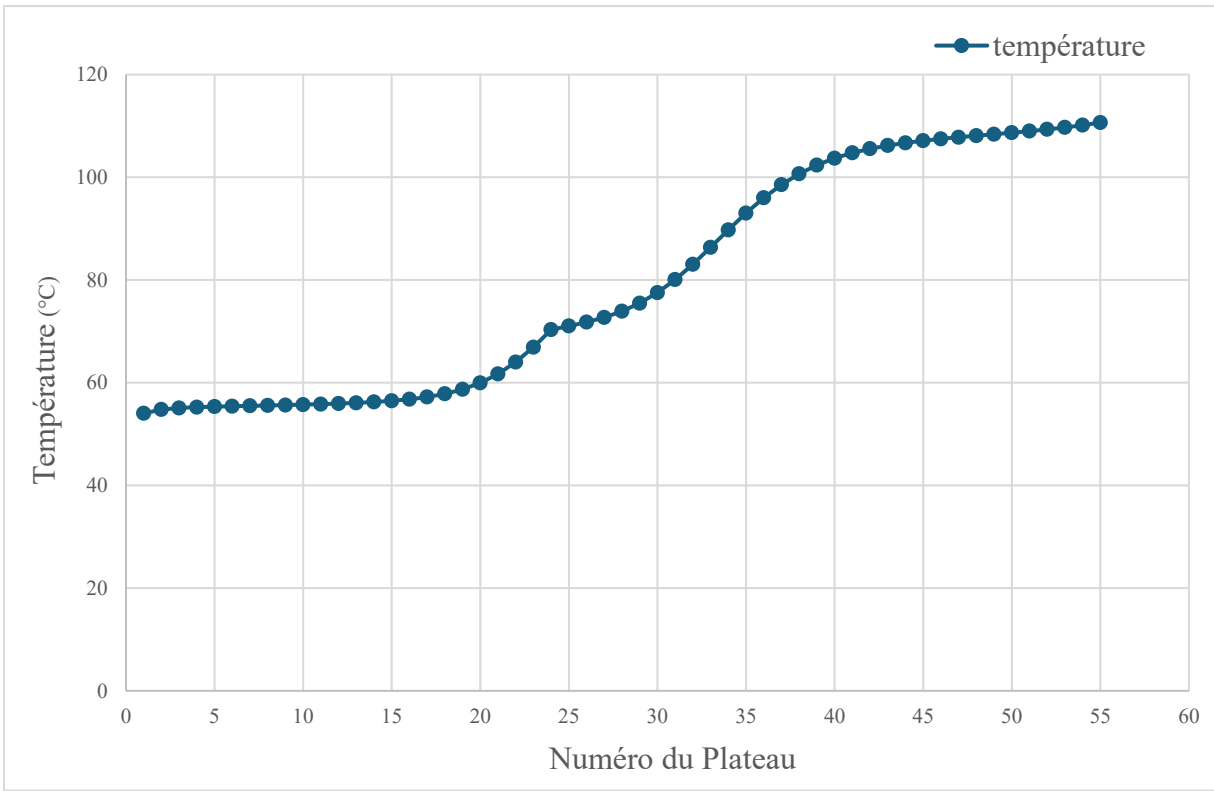


**Figure III. 2:** Evolution de la pression le long de la colonne

Ce graphe représente l'évolution de la pression le long de la colonne de distillation.

Cette augmentation linéaire est caractéristique d'une colonne de distillation où la pression est plus élevée en bas (côté rebouilleur à 2,080 MPa) et diminue vers le haut (côté condenseur à 1,940 MPa), en raison de la charge hydrostatique du liquide et des pertes de charge de la vapeur.

### III.4.3.3 Profil de la Température

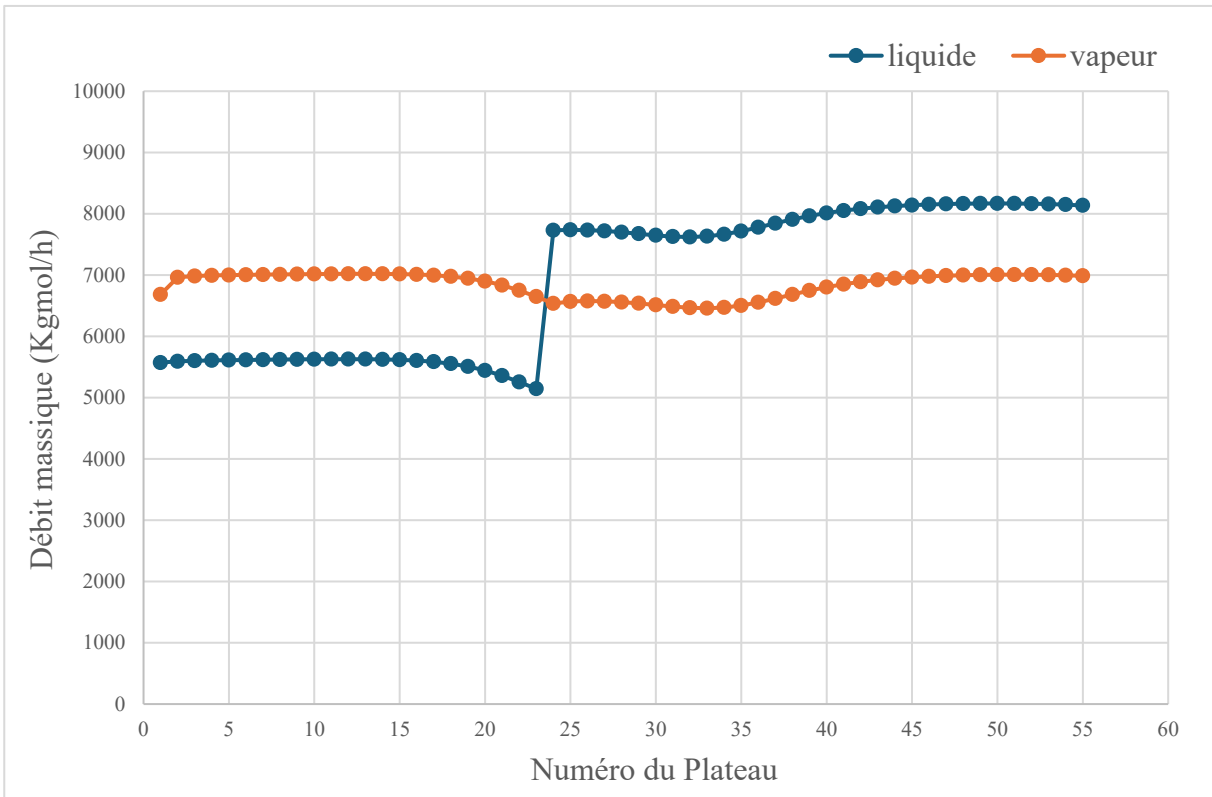


**Figure III. 3:** Evolution de la température le long de la colonne

La figure au-dessus représente l'évolution de la température le long de la colonne.

La température présente un profil en S : une zone initiale stable à basse température (54°C), suivie d'une augmentation significative et progressive (zone de séparation principale), pour finalement atteindre un plateau stable à une température plus élevée (à 110°C). Cela confirme la progression de la séparation le long des plateaux, où les composants plus lourds (points d'ébullition plus élevés) se concentrent vers le bas de la colonne.

### III.4.3.4 Profil des Débits

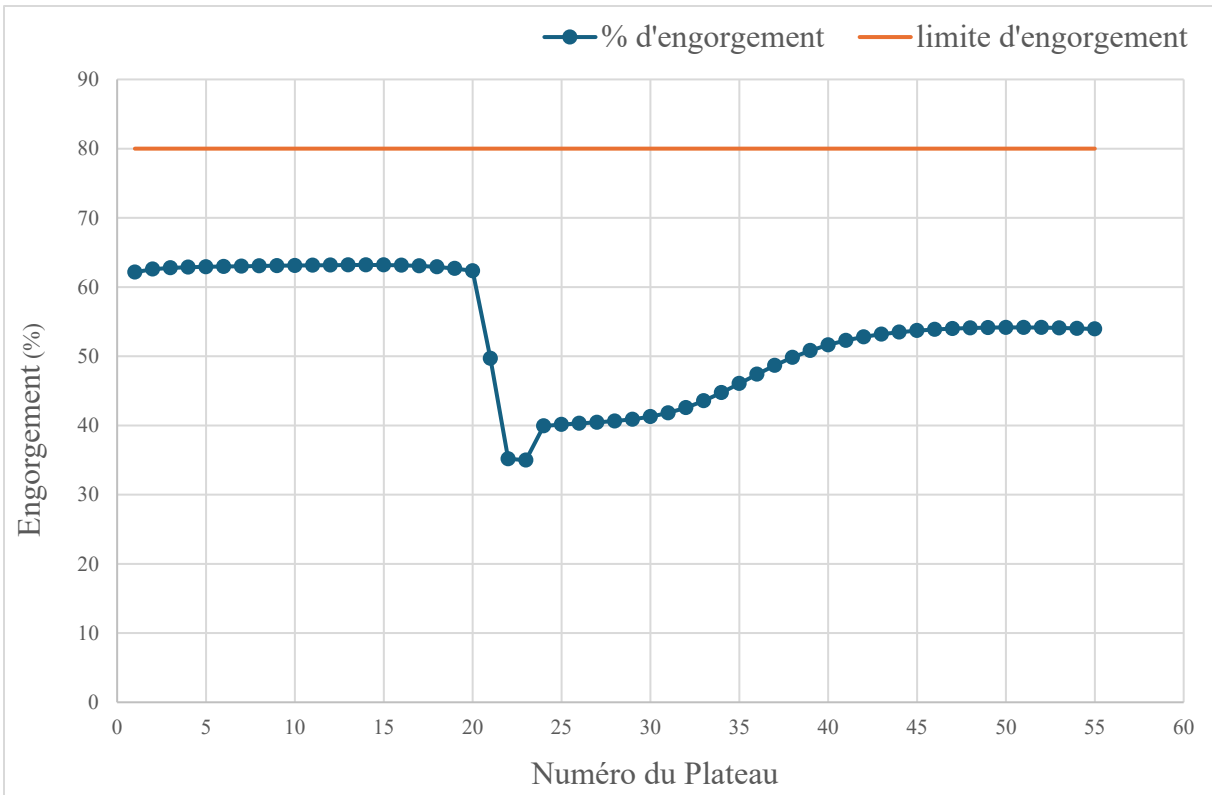


**Figure III. 4:** Evolution du débit de liquide et de vapeur le long de la colonne

Cette figure illustre l'évolution des débits de liquide et de vapeur le long de la colonne.

La colonne débute en régime stable avec un débit de vapeur supérieur au liquide. Vers le plateau 20-25, elle subit une chute temporaire du liquide, puis forte augmentation simultanée du liquide et de la vapeur, indiquant une transition vers un régime de plus haute capacité de traitement, due à une augmentation de la charge ou des apports énergétiques. Le système se stabilise ensuite à ces débits accrus.

### III.4.3.5 Profil de l'engorgement



**Figure III. 5:** Evolution de l'engorgement le long de la colonne

Ce graphe montre l'évolution de la pression le long de la colonne de distillation.

La limite d'engorgement est fixée à 80%. Le pourcentage d'engorgement de la colonne passe d'environ 62% à une valeur plus basse (autour de 35%) pendant la perturbation, puis remonte et se stabilise autour de 53%. Cela démontre une gestion efficace des flux malgré l'augmentation des débits globaux (Grapshe (III.4)), la colonne reste bien en dessous de sa limite d'engorgement, assurant un fonctionnement stable et sûr, même en cas de capacité accrue.

# **CONCLUSION**

## CONCLUSION

Ce mémoire a porté sur le dimensionnement et la simulation d'un fractionnateur au sein du complexe GP1/Z, une unité essentielle pour le traitement et la valorisation des gaz de pétrole liquéfiés. Cette étude nous a permis d'approfondir la compréhension d'un procédé fondamental dans le traitement du GPL : la distillation fractionnée.

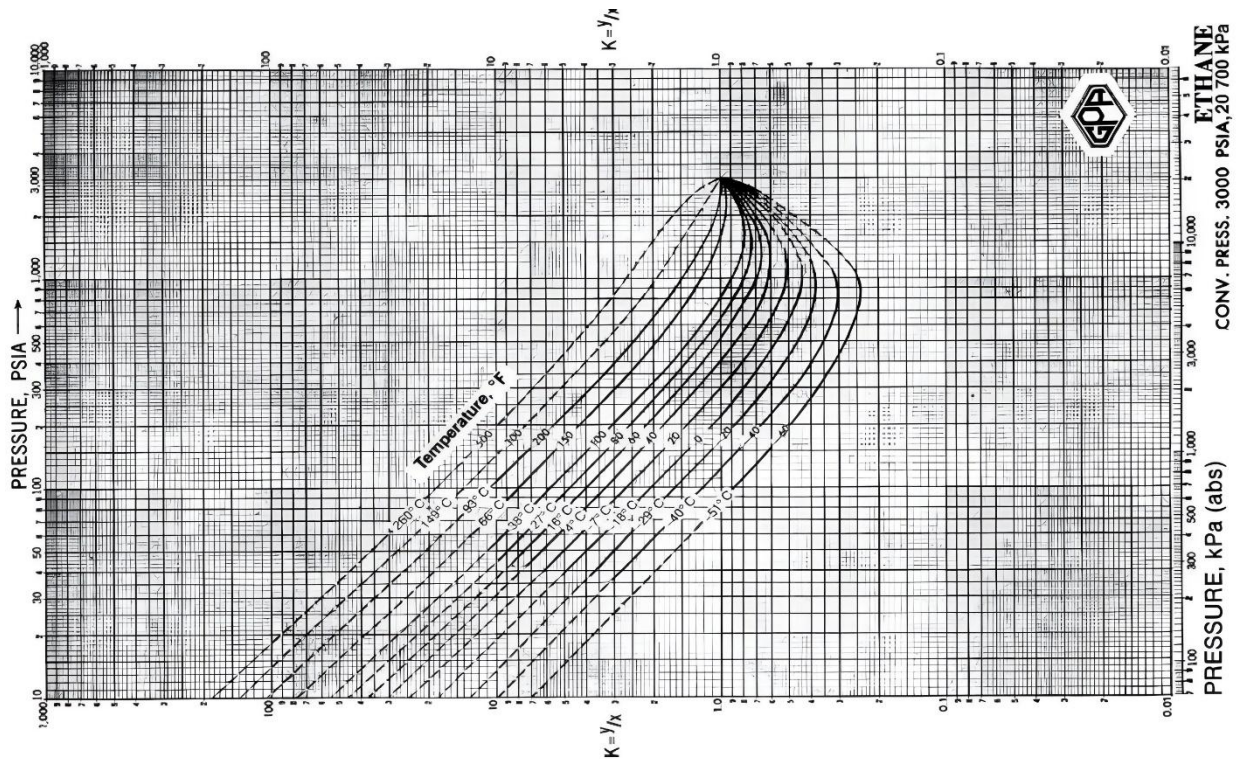
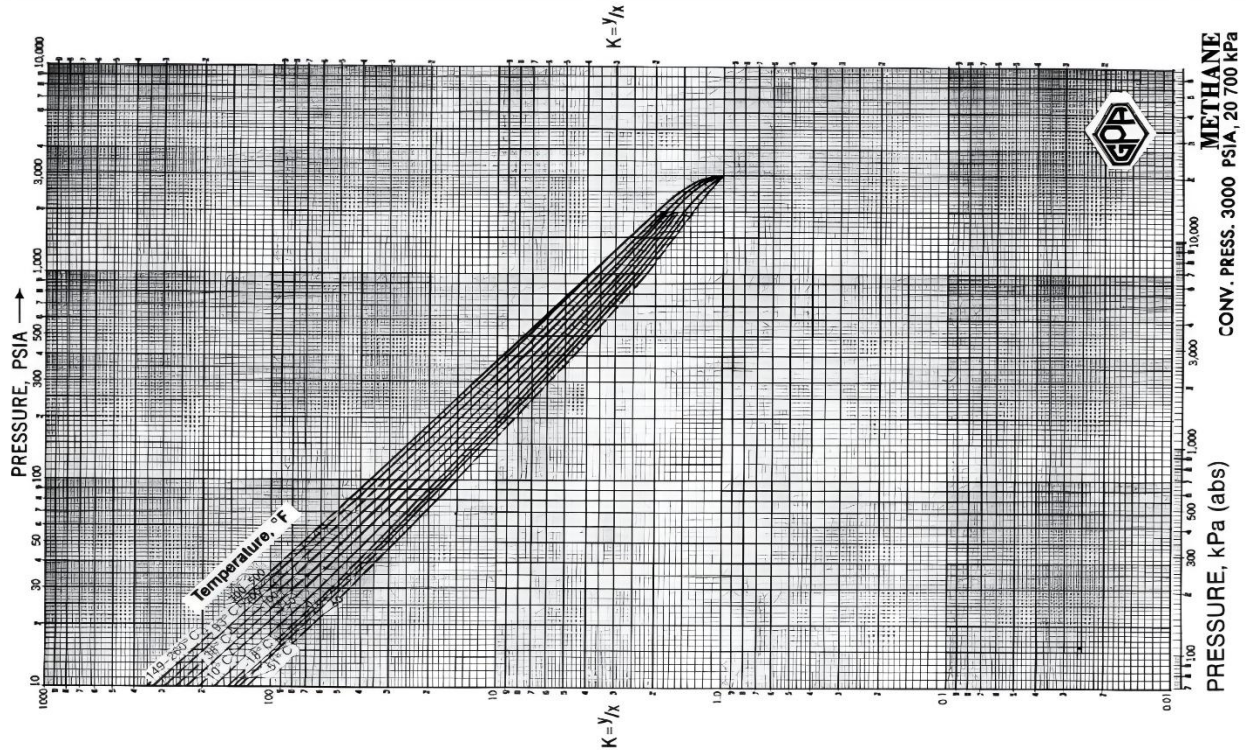
L'analyse technique a permis, dans un premier temps, de déterminer les caractéristiques optimales de la colonne. Le calcul du nombre de plateaux théoriques a donné un total de 52 plateaux, correspondant à 55 plateaux réels après correction par un rendement entre 85% et 95% (efficacité des plateaux à clapets). Le taux de reflux, déterminé à partir de l'équation de **GILLILAND**, a été évalué à 3,766, garantissant un bon compromis entre pureté des produits et consommation énergétique.

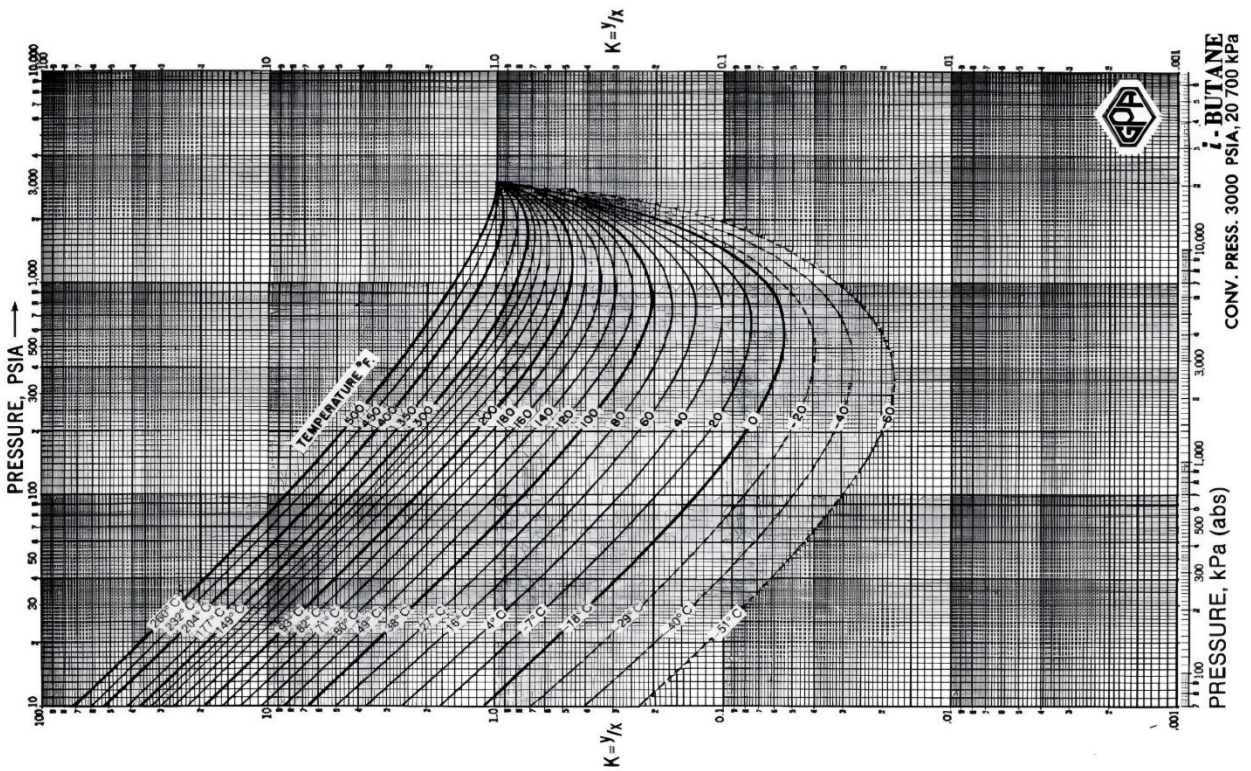
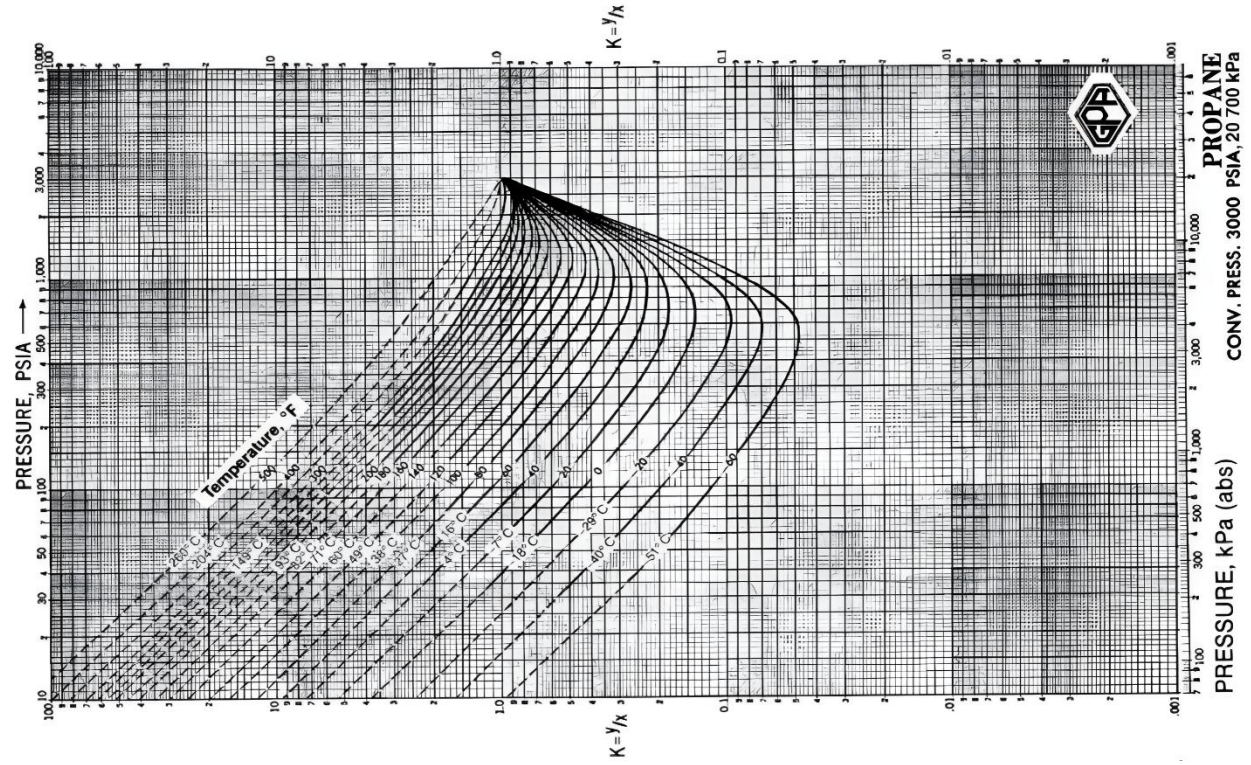
En ce qui concerne les dimensions physiques, le diamètre de la colonne a été calculé à 4,049 m, tandis que sa hauteur totale a été estimée à 34,5 m, en tenant compte de l'espacement standard entre plateaux. Ces valeurs assurent une séparation efficace à partir des débits et compositions de la charge d'alimentation analysée.

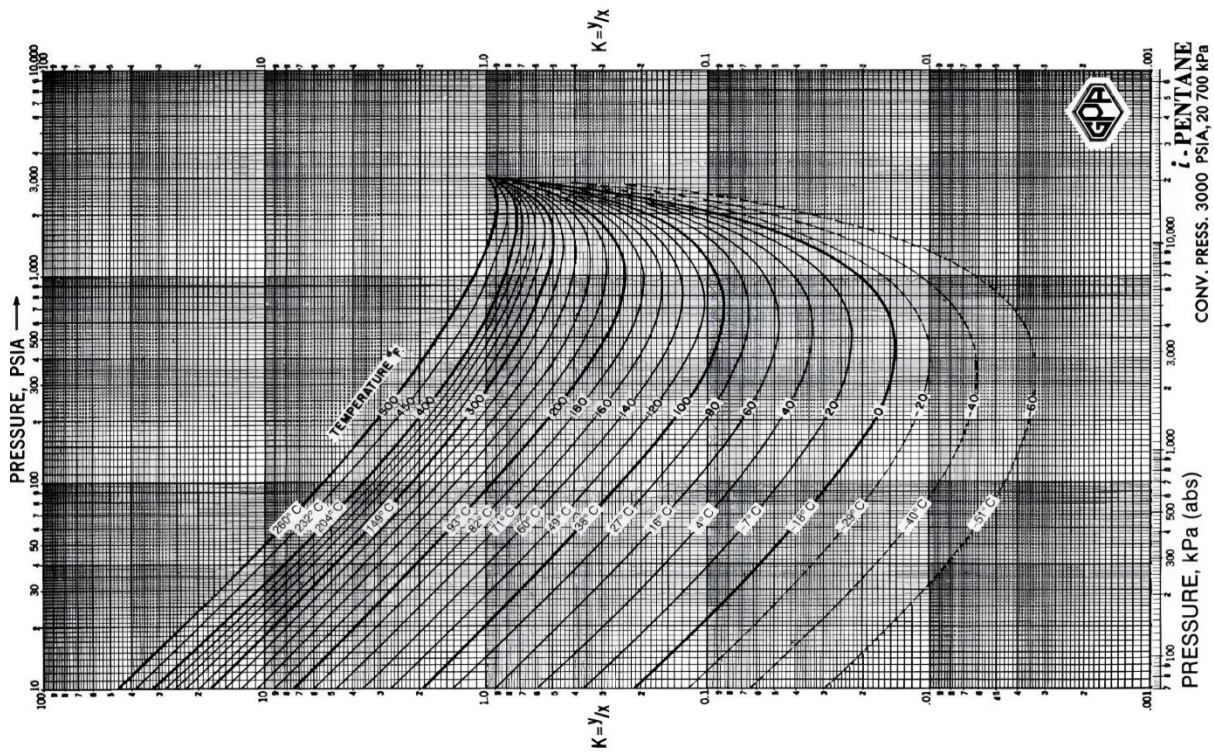
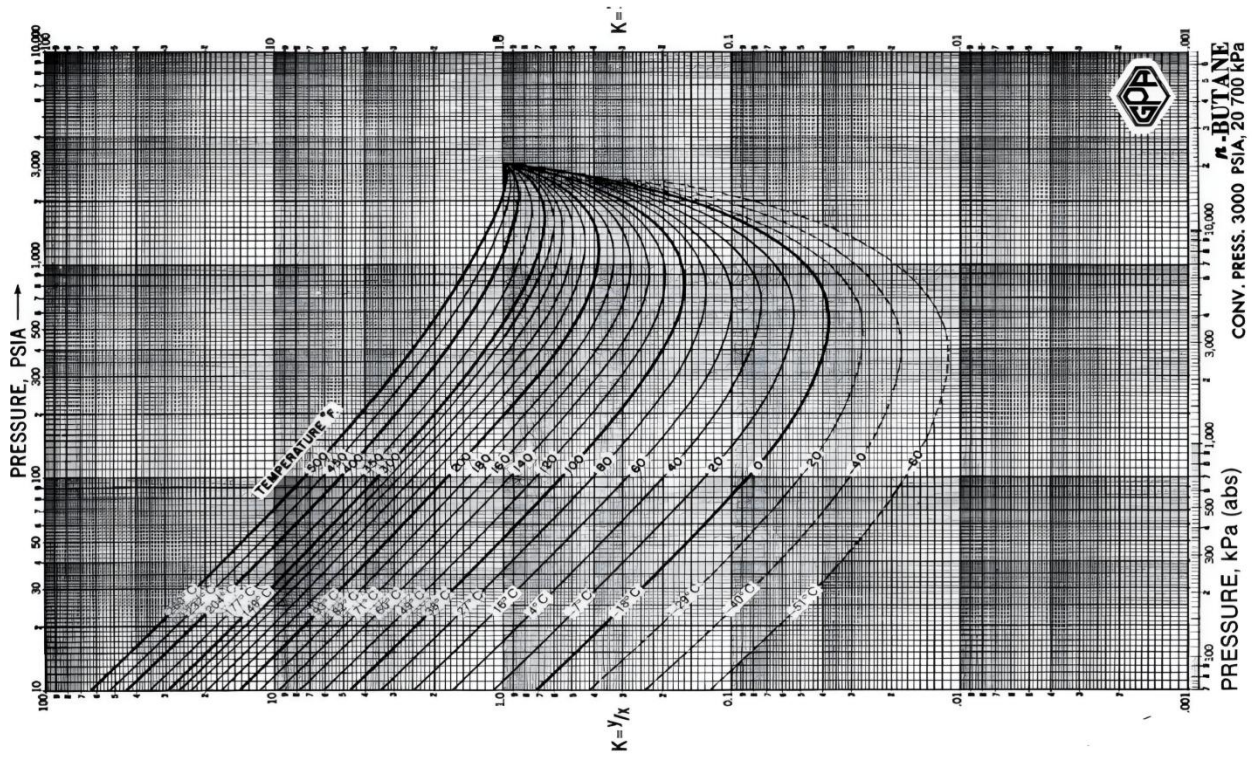
La simulation sous Aspen **HYSYS** a permis de valider les calculs de dimensionnement. Les profils de température (variant de 54 °C en tête à 111 °C au fond) et de pression (de 1,94 MPa à 2,1 MPa) observés le long de la colonne étaient cohérents avec les données industrielles. Les compositions obtenues dans le distillat ( $\geq 96,3$  % de propane) et dans le résidu ( $\geq 98,9$  % de butane) respectent les normes strictes **GP1/Z** et **NGPA**, avec des taux d'impuretés bien en dessous des limites maximales.

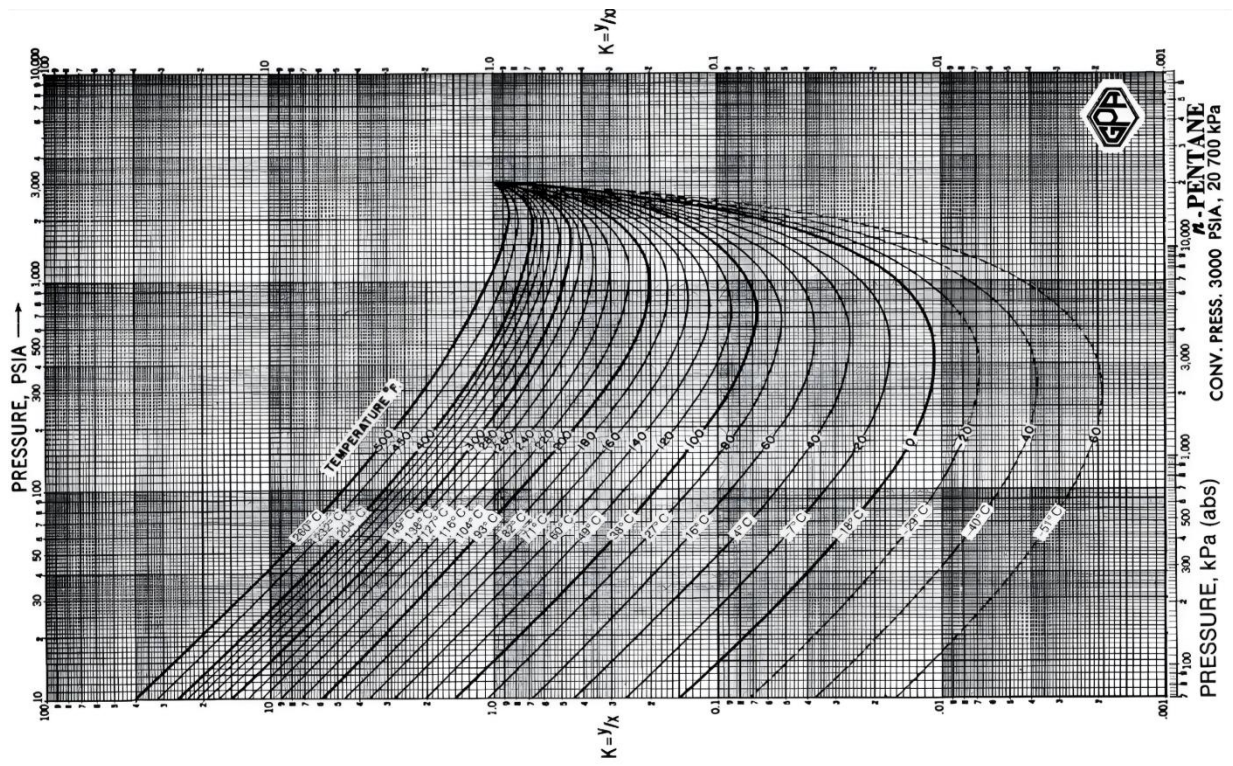
Cette expérience nous a permis de relier nos connaissances théoriques à une réalité industrielle complexe, de développer un raisonnement technique structuré et d'utiliser des outils numériques de référence dans l'ingénierie des procédés.

# ANNEXE A

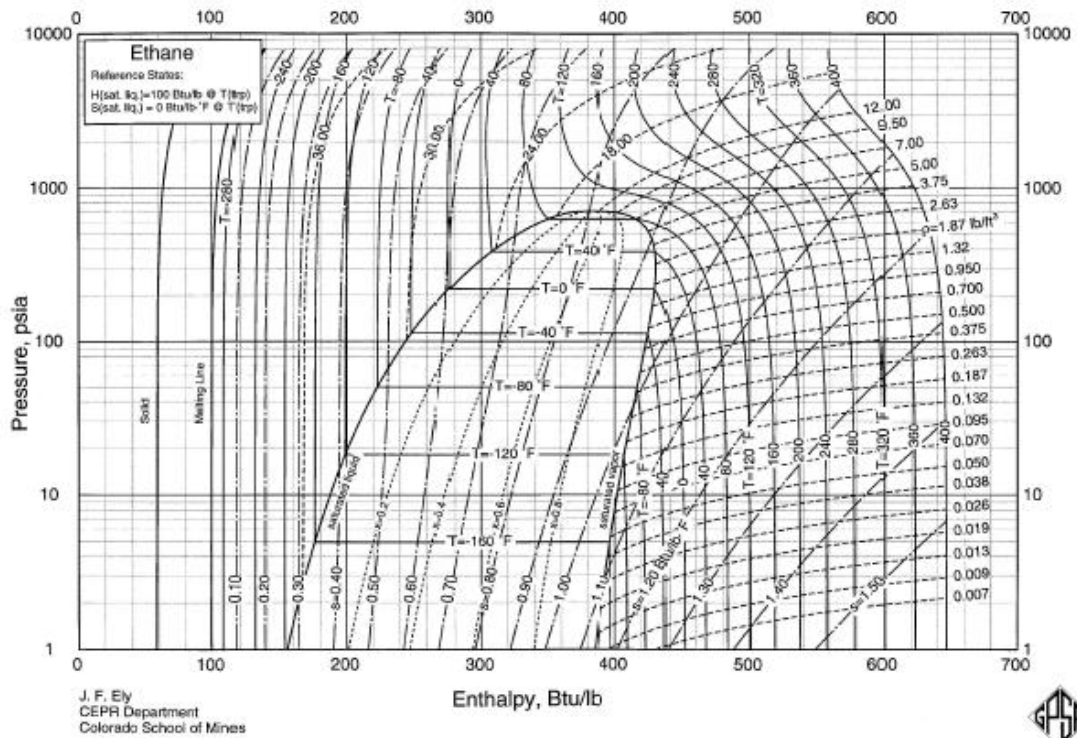
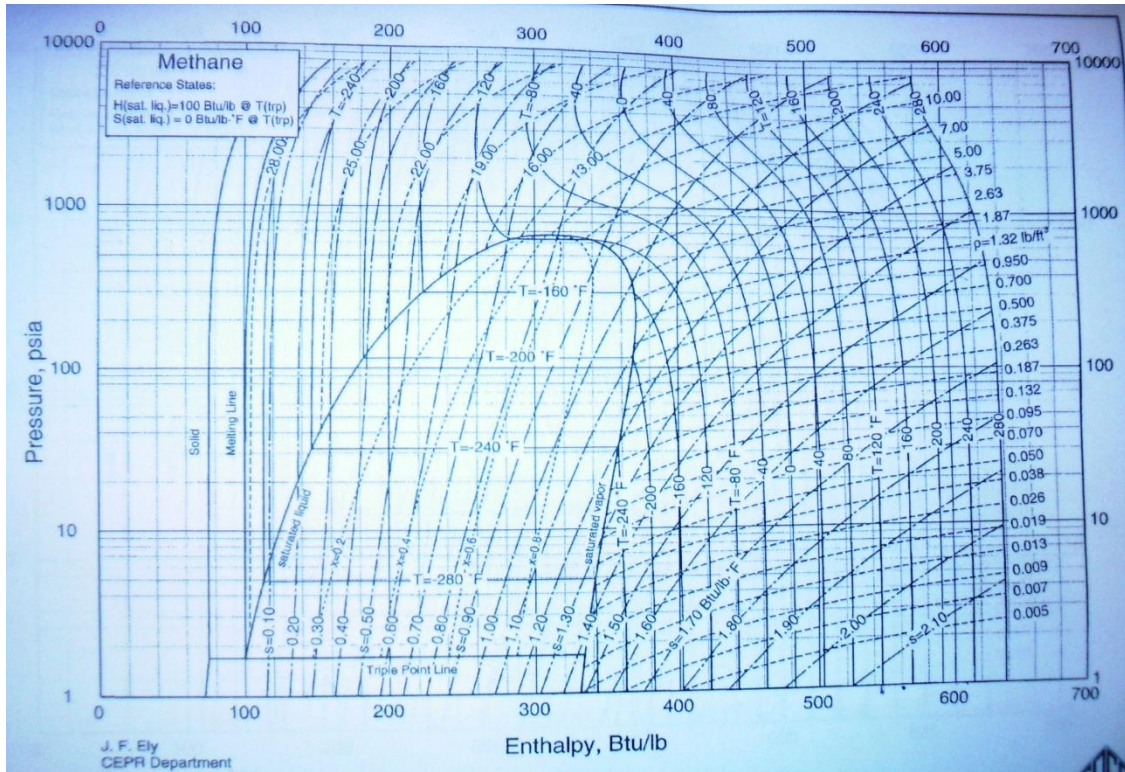


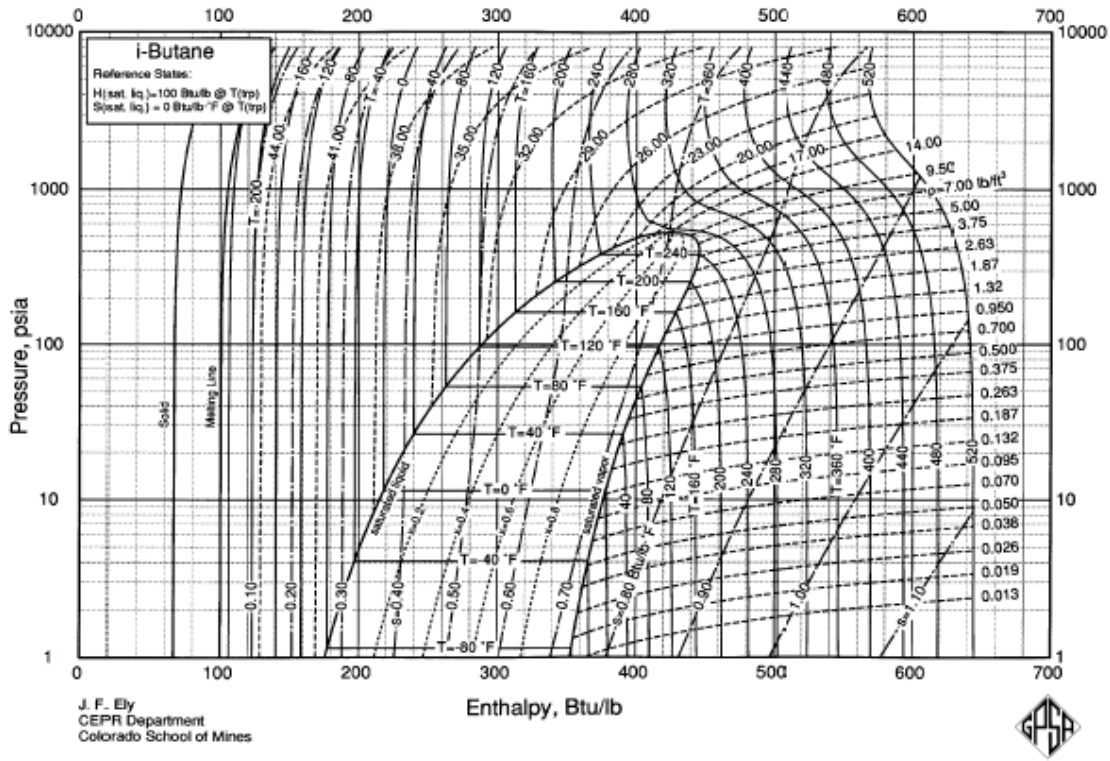
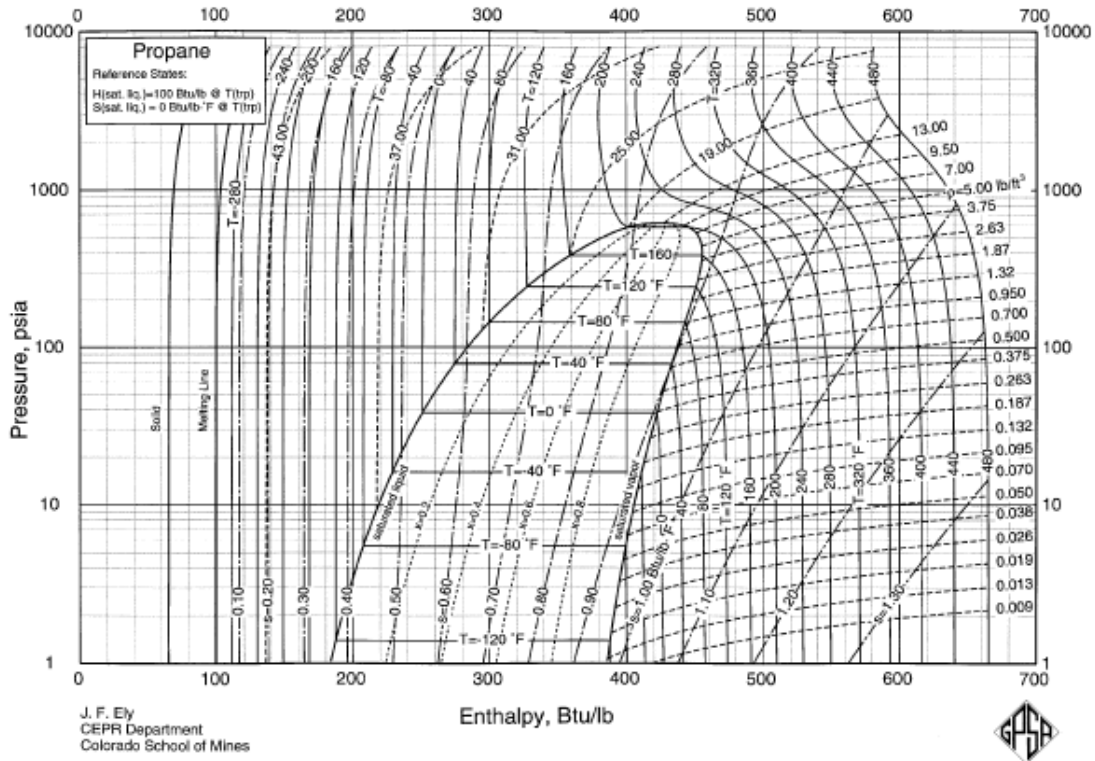


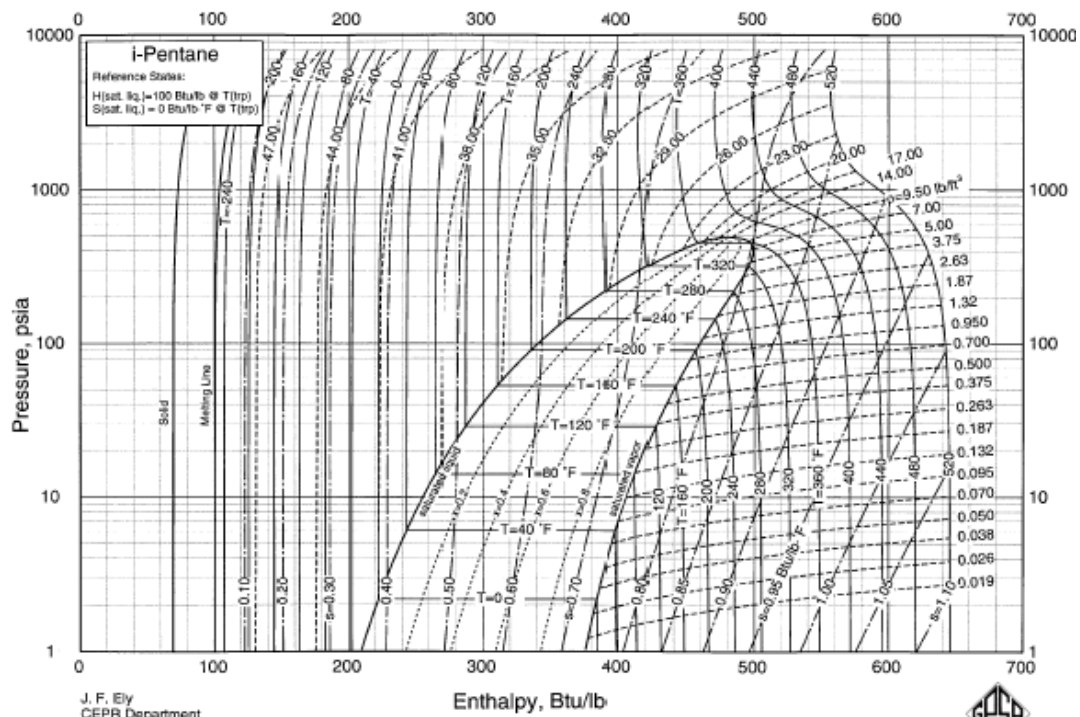
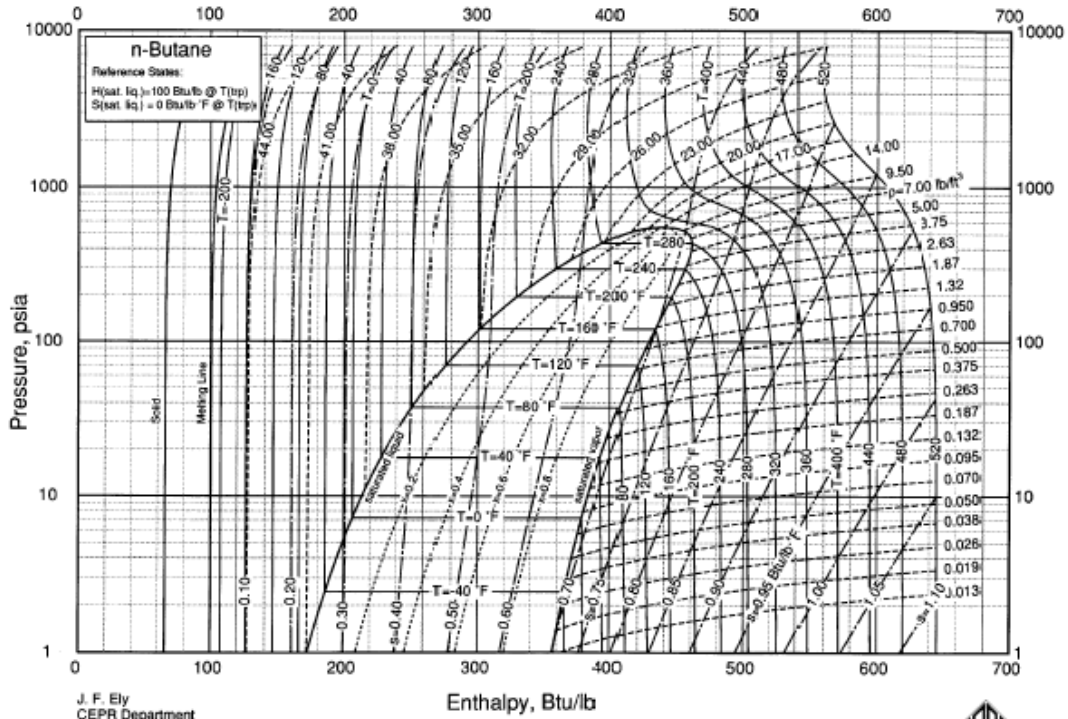


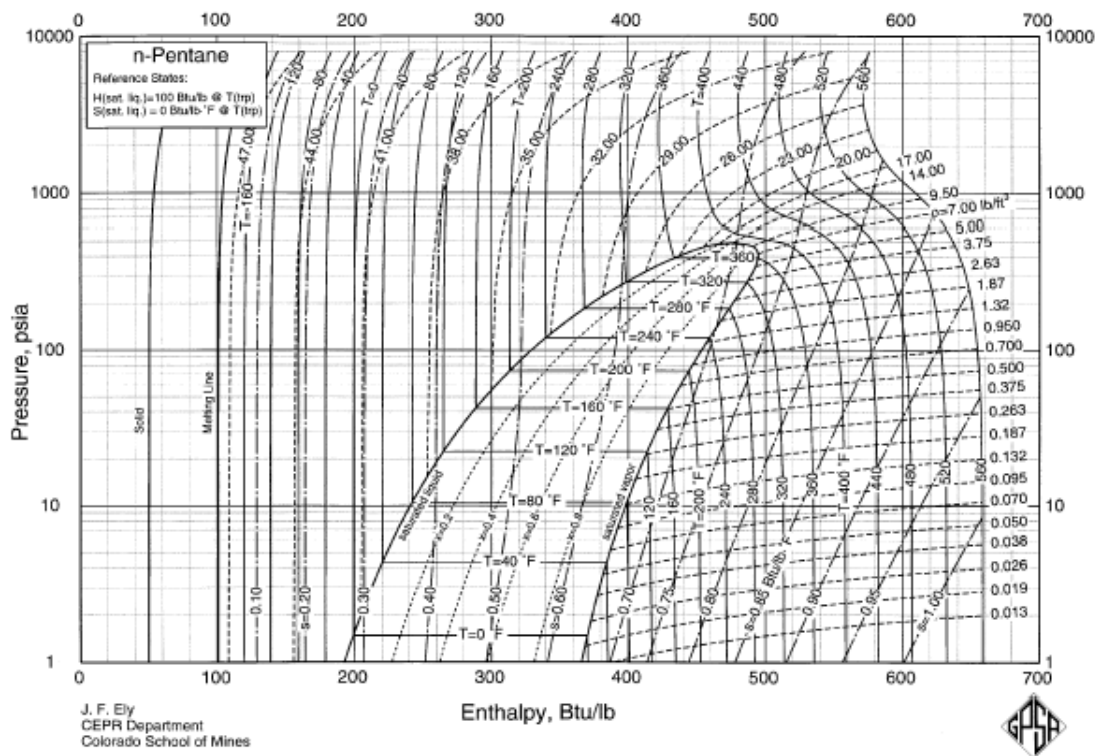


# ANNEXE B









# BIBLIOGRAPHIE

- 
- <sup>1</sup> Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe.
  - <sup>2</sup> Manuel Opérateur GP1/Z, Process.
  - <sup>3</sup> Manuel Opérateur GP1/Z, Section de séparation.
  - <sup>4</sup> Seader & Henley. 2018.
  - <sup>5</sup> Billet, R. Distillation Engineering. De Gruyter. 2021
  - <sup>6</sup> OSHA. OSHA Standard 1910,110. 1910.
  - <sup>7</sup> World LPG Association. 2020.
  - <sup>8</sup> IEA. 2018.
  - <sup>9</sup> Gas Processors Association, GPA Standard 2145.
  - <sup>10</sup> Handbook of Chemistry and Physics, CRC Press.
  - <sup>11</sup> European Environment Agency. 2021.
  - <sup>12</sup> NFPA 58.
  - <sup>13</sup> World Bank. 2020.
  - <sup>14</sup> WLPGA. 2023.
  - <sup>15</sup> ICIS Chemical Business. 2022.
  - <sup>16</sup> Billet, R. (2021). Distillation Engineering. De Gruyter. Page 142.
  - <sup>17</sup> Perry's Chemical Engineers' Handbook, 9th Edition, Don W. Green & Marylee Z. Southard.
  - <sup>18</sup> Support Technique HYSYS.
  - <sup>19</sup> Manuel Opérateur GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4.
  - <sup>20</sup> Catalogue mécanique, Section 4 Volume 1 et 2.